

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ імені Ігоря Сікорського»

(повне найменування вищого навчального закладу)

ІНЖЕНЕРНО - ХІМІЧНИЙ ФАКУЛЬТЕТ

(повне найменування інституту, назва факультету (відділення))

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри (предметної, циклової комісії))

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко

« ____ » _____ 20_ р

Дипломний проект
на здобуття ступеня бакалавра

з напрямку підготовки **6.050202 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології**

на тему: Автоматизація установки каталітичного крекінгу з
прямоточним реактором

Виконав: студент 4 курсу, групи ЛА-51

(шифр групи)

_____ Брусак Василь Юрійович

(прізвище, ім'я, по-батькові)

_____ (підпис)

Керівник _____ доцент Осіпа Р.А

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Консультант Охорона праці _____ к.т.н Ковтун І.М.

(назва розділу)

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Рецензент _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Засвідчую, що в цьому дипломному
проекті немає запозичень з праць інших
авторів без відповідних посилань
Студент _____
(підпис)

Київ - 2019 року

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва)

Рівень вищої освіти – перший (бакалаврський)

Напрямок підготовки 6.050202 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

«__» _____ 20__ р.

ЗАВДАННЯ

на дипломний проект студенту

Брусак Василь Юрійович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту «Автоматизація установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором»,

керівник проекту доцент Осіпа Руслан Адольфович ,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «12» Травня 2019 р. № 1525

2. Термін подання студентом проекту _____

3. Вихідні дані до проекту: температура сировини на вході в ректифікаційну колону 480-500 °С, температура продукту на виході з ректифікаційної колони 30-50°С.

4. Зміст пояснювальної записки: дослідження схеми каталітичного крекінгу з прямоточним реактором, розробка схеми автоматизації, математичне моделювання, синтез системи керування, охорона праці.

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов'язкових креслеників, плакатів, презентацій тощо): схема автоматизації, принципова електрична схема аварійного захисту і технологічного блокування електродвигунів,

принципова електрична схема технологічної сигналізації контрольованих параметрів.

6. Консультанти розділів проекту*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	к.т.н Ковтун І.М.	26.04	26.05

7. Дата видачі завдання _____

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Дослідження схеми каталітичного крекінгу з прямоточним реактором	8.05.2019	
2	Розробка схеми автоматизації	10.05.2019	
3	Математичне моделювання	15.05.2019	
4	Синтез системи керування	20.05.2019	
5	Розробка креслень	21.05.2019	
6	Аналіз небезпечних ситуацій	26.05.2019	

Студент

(підпис)

В.Ю. Брусак
(ініціали, прізвище)

Керівник проекту

(підпис)

Р.А. Осіпа
(ініціали, прізвище)

* Консультантом не може бути зазначено керівника дипломного проекту.

Реферат

Дипломний проект бакалавра на тему: «Автоматизація установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором» містить пояснювальну записку об'ємом 61 сторінок, специфікацію для функціональної схеми об'ємом 4 сторінок.

Пояснювальна записка містить 5 розділів, 1 додаток та 11 літературних джерел.

В дипломному проекті бакалавра виконаний аналіз технологічної схеми каталітичного крекінгу з прямоточним реактором, як об'єкта автоматизації. Розроблено функціональну схему автоматизації для цього ж процесу, принципову електричну схему аварійного захисту і технологічного блокування електродвигунів, принципово електричну схему технологічної сигналізації контрольованих параметрів.

В роботі розглянуто особливості роботи ректифікаційної колони, як об'єкта керування. Для цього ж апарату розроблено математичну модель статичного та динамічного режиму роботи. За допомогою цієї моделі виконані розрахунки статичних характеристик по каналу збурення і керування. Виконано синтез системи керування. В цьому ж розділі зроблені висновки та рекомендації по використанню тих чи інших регуляторів.

При виконанні дипломного проекту були використані методи теорії автоматичного керування, математичного моделювання.

Основні результати роботи можуть бути використані для попередньої оцінки параметрів налаштування реальних систем керування.

Ключові слова: ректифікаційна колона, прямоточний реактор, контур керування, схема автоматизації, математична модель, статична характеристика, канал збурення, канал керування, динамічна характеристика, техніка безпеки, специфікація обладнання.

Abstract

Bachelor's degree project on the theme: «Automation of catalytic cracking installation with a direct current reactor» includes an explanatory note Capacity 61 pages, the specification for functional circuits Capacity 4 pages.

Explanatory note contains 5 chapters, appendix and 11 references.

Bachelor's degree project in the analysis of catalytic cracking installation with a direct current reactor, as the object of automation. The functional diagram for automating this process and is essentially an electrical circuit, remote control, emergency protection and technology block, fundamentally electric circuit of technological signaling.

In operation rectification column, as objects of control. For the same apparatus the mathematical models of static and dynamic modes. With these models, calculations of static characteristics of disturbance and control channels. Done synthesis control system. In the same section, conclusions and recommendations on the use of certain regulators.

In the performance diploma methods were used control theory, mathematical modeling.

The results of theses published in international conferences. The main findings can be used to estimate the parameters of real systems configuration management.

Keywords: rectification column, current flow reactor, mathematical model, static characteristics, channel disturbance, channel management, dynamic characteristics, safety, specification of equipment

Зміст

Вступ.....	4
1. ДОСЛІДЖЕННЯ СХЕМИ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ПРОЯМОТОЧНИМ РЕАКТОРОМ	5
1.1. Загальні відомості про технологію каталітичного крекінгу	5
1.2. Дослідження установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором	8
1.3. Дослідження прямоточного реактора	11
1.4. Дослідження ректифікаційної колони.....	13
2. РОЗРОБКА СХЕМА АВТОМАТИЗАЦІЇ	26
2.1. Розробка схеми автоматизації.....	27
3. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ	29
3.1. Моделювання статичного режиму.....	29
3.2. Моделювання динамічного режиму	39
4. СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ.....	47
4.1. Налаштування регулятора вбудованими методами середовища MatLab Simulink	47
4.2. Налаштування регулятора за допомогою методу оптимізації.....	48
4.3. Налаштування регулятора методом CHR(Чин, Хронс , Ресвик)0% ..	49
4.4. Порівняння методів налаштування регулятора.....	50
5. ОХОРОНА ПРАЦІ	54
5.1. Виробничий шум	54
5.2. Хімічний склад робочої зони	55

					ДП.5104.000.001.ПЗ			
Змн	Лист	№ докум.	Підпис	Дата				
Розроб	Брусак В.Ю				Автоматизація установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором	Літ.	Арк.	Аркушів
Перев	Осіпа Р.А.						2	61
Реценз						НТУУ “КПІ ім. І.Сікорського”, ІХФ, ЛА-51		
Н.Контр.	Кваско Е.М							
Затв.	Жученко А.І.							

5.3. Виробниче освітлення.....	57
5.4. Електробезпека	58
5.5 Пожежна безпека	59
6. Висновок.....	61
Список літератури	62
ДОДАТКИ.....	64

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		3

Вступ

Потреба в автомобільному бензині завжди істотніше, ніж у важкому твердому паливі, не кажучи вже про залишкові нафтопродукти. Нафтопромисловці зрозуміли, що при виробництві бензину в кількості, що задовольняє попиту, ринок одночасно буде затоварений важким паливом. Щоб уникнути такої не вигідної в усіх відношеннях ситуації був розроблений метод переробки важких фракцій в більш легкі, який назвали крекінг. Найбільшого поширення в силу ряду причин отримав саме каталітичний крекінг. Назва «cracking» в перекладі з англійської означає «розщеплення». В цьому і полягає суть такої нафтопереробки - поділ сировини на окремі фракції з меншою молекулярною масою. Такими фракціями є моторне паливо, нафтові олії і багато іншого. Крім загальновідомого паливо і масел, цей процес дає і інші продукти, необхідні для нафтохімічної і хімічної промисловості. Крекінг нафти - це кілька процесів, таких, як наприклад, полімерізація і конденсація, а також синтез. В результаті всіх цих процесів, після отримання більш легких фракцій, утворюється крекінг-залишок.

Переваги каталітичного крекінгу перед термічним в тому, що він протікає при більш низькій температурі, дає більш світлі нафтопродукти - бензину, компонентів дизельного паливо и значний більші кількості газоподібних вуглеводнів (в тому числі пропілену, бутілену і ізобутану).

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		4

1. ДОСЛІДЖЕННЯ СХЕМИ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ПРОЯМОТОЧНИМ РЕАКТОРОМ

1.1. Загальні відомості про технологію каталітичного крекінгу

Каталітичний крекінг з використанням алюмосилікатних каталізаторів в даний момент найбільш популярним у нафтопереробці. В деяких країнах каталітичний крекінг має найбільший відсоток по переробці нафти. До початку 1976 року кількість сировини яка перероблялася на заводах США у відсотках становила 36.2%.

У Радянському союзі перша дослідницька установка для каталітичного крекінгу була створена у 1946 році. В кінці 70-х років на території Союзу нараховувалась значна кількість установок які знаходилися в різних районах. Важливо що всі установки працювали з цеолітовмістними каталізаторами.

Ідея використовувати каталізатор для більш м'яких температур ніж у термічному крекінгу виникла давно. Першим почав використовувати каталізатор у процесах крекінгу академік Н.Д Зелинський. В якості каталізатора виступав хлорид алюмінію. На основі його робіт ще в 1919-1920 роках була створена дослідницька установка для отримання бензину. Хлорид алюмінію був дуже активним і дозволяв проводити процес крекінгу при відносно м'яких температурах – 200 градусів. Але в цього методу були і суттєві недоліки – значні втрати каталізатора які в результаті супроводжувалися його комплексним з'єднання з вуглеводнями, крім того, процес характеризувався довгим часом реакції, труднощами у реалізації контакту сировини з каталізатором і періодичністю. Промислові установки для каталітичного крекінгу досягнули рівня розвитку який оснований на алюмосилікатних каталізаторах. До числа природніх алюмосилікатні відноситься глини. Каталітичну дію глини було вивчено на початку століття. Так, полімеризація ненасиченого вуглеводню була відкрита Л.Г. Гурвичем. Алюмосилікатні каталізатори є високопористими речовинами з питомою поверхністю від 100 до 600 м²/г. В перші роки розвитку каталітичного крекінгу в якості каталізаторів виступали природні активні глини типу

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		5

мономорилоніту(мінерал зі складом $H_2Al_2Si_4O_{12} \cdot 2H_2O$) і деякі інші модифікації, наприклад каолін. Вище вказані глини відрізнялися відношенням кількості оксиду кремнію і оксиду алюмінію.

Для видалення побічних речовин які утворювалися в наслідок реакцій природних каталізаторів їх обробляли сірчаною кислотою. В результаті активації з природнього алюмосилікату видаляється натрій, калій, кальцій, залізо, що є небажаними компонентами.

Можливість отримувати алюмосилікатні каталізатори з заданим хімічним складом і заданої структури привела до переходу всіх хімічних виробництв до штучно синтезованих каталізаторів.

Синтетичні каталізатори мають аморфну структуру. Їх отримують за допомогою взаємодії розчинів рідкого скла $Na_2O \cdot 3SiO_2$ і сульфату алюмінію $Al_2(SO_4)_3$. При змішуванні розчинів утворюється гідрозоль алюмосилікату натрію котрий потім переходить в форму гідрогелю. При цьому в початковий розчин додають сірчану кислоту що дозволяє регулювати рН суміші і швидкість коагуляції.

На швидкість коагуляції впливає структура каталізатора. Більшість сучасних виробництв використовують мікросферичний каталізатор. Розмір основної маси ачастинок 0.2 – 1.5 нм. Сферична форма сприяє меншому стиранню каталізатора і знижує ерозію апарату де циркулює каталізатор. Для отримання частинок сферичної форми, суміш початкових реагентів розпиляють повітрям в шарі формовочного масла. Отримані мікросфери підлягають термообробці і промиваються. Результатом термообробки є частки гідрогелю який зменшився в розмірі за рахунок більшої щільності. З метою заміни іонів натрію іонами алюмінію розчин обробляють слабким розчином сульфату алюмінію. Після активації і промивки гранули висушують димовими газами. В результаті волога в каталізаторі знижується до відмітки 10%, а об'єм часток скорочується у 8 разів. Остання стадія обробки каталізатора – проколювання каталізатора при температурі 700 - 750 градусів.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		6

Проколювання додає каталізатору стабільності і механічну стійкість. Після проколювання каталізатора його середня вологість не перевищує 1%.

Вирішуючу роль в розвитку каталізаторів для процесів каталітичного крекінгу зіграв синтез каталізаторів на основі цеолітів. Використання каталізаторів на основі цеоліту дозволяє збільшити вихід бензину.

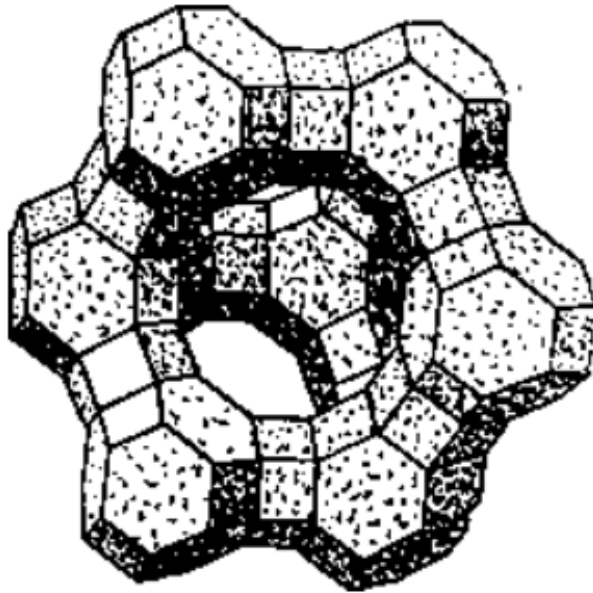


Рис 1.1. Структура з кубооктаедрів фожазиту(аналог синтетичних цеолітів типу Y)

Оптимальним для каталітичного крекінгу є цеоліти типу X і Y, що є аналогами природнього алюмосилікату – фожизиту. Поверхня каталізатора покривається смолисто-коковими відкладеннями в результаті крекінгу вуглеводневої сировини. Ці відкладення випалюють за допомогою контакту гарячого каталізатора з потоком повітря. Чим вище температура регенерації, тим швидше протікає цей процес. Проте надмірно високі температури викликають спікання речовини каталізатора тим самим порушується його пористість і отже, зменшується активна поверхня. Тому важливо, щоб каталізатор був термічно стабільний при нормальних температурах регенерації (600-750 ° C). Представляє також практичний інтерес визначити інтенсивність згоряння коксу - так звану регенераційну характеристику

каталізатора, яка визначає необхідний час перебування каталізатора в регенераторі і виражається в $г / (л \cdot год)$.

Цеолітовмістні каталізатори типу Y мають високу термічну стабільність. Присутність рідкоземельних металів каталізує згоряння коксу. Встановлено, що кокс на частинках починає горіти при температурі на $100-110^{\circ}C$ нижче, ніж температура початку горіння коксу. Подальше згоряння коксу з матричної основи може викликати перегрів, цеолітових кристалів і порушення їх структури. Тому час регенерації таких каталізаторів має бути невеликим.

Великий вплив на промисловий процес крекінгу надає механічна міцність каталізатора. На всіх сучасних установках каталітичного крекінгу використаний принцип безперервного руху каталізатора - у вигляді псевдозрідженого шару, по лінії пневмотранспорту. У всіх випадках частки зазнають тертя і ударів об стінки апаратури і один до одного, в результаті чого вони можуть розколюватися або стиратися. Утворені пил і крихту видаляють, тому необхідно замінювати їх свіжими порціями каталізатора, що підвищує (іноді дуже значно) витрати на експлуатацію установки. Механічну міцність каталізаторів визначають методом стирання проб в циркуляційній системі в псевдозрідженому шарі, з одночасними ударами частинок об металеву поверхню та ін.

1.2. Дослідження установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором

Ціль установки - отримання високооктанового компонента бензину з октановим числом 92, вуглеводних газів, пропан-пропіленова фракція (ППФ), бутан-бутиленова фракція (ББФ), компонент дизельного палива – легкого каталітичного газойлю. Сировиною для установки є гідроочищений вакуумний газойль.

Сировина подається на прийом сировинних насосів, прокачується через блок теплообмінників, де нагрівається за рахунок продуктів установки до температури $220^{\circ}C$ і розділившись на 8 потоків направляється в пічку де нагрівається до температури $250-260^{\circ}C$. Далі поступає на реакторний

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		8

блок в райзер(прямоточний реактор) в шар каталізатора який циркулює по реакторному блоці. Гарячий каталізатор піднімається ввєрх і проходить змішування сировини. Так як температура каталізатора 530 градусів, сировина реагує, проходить крекінгова реакція і утворюються продукти реакції які знаходяться в газоподібному стані

Каталізатор представляє собою мікросферичний цеолітовмістний альмосилікат далі суміш каталізатора і продуктів реакції поступає в реактор, де встановлено циклони першої і другої степені. В циклонах першого ступеню за рахунок центробіжної сили каталізатор прибивається до стінок циклону і спускається в нижню частину реактора. Продукти реакції від яких відбився каталізатор переходять в другу ступінь циклону для тонкої очистки де відбувається те ж саме, а чисті продукти у вигляді парогазової суміші виходять зверху реактора. Каталізатор зсипається вниз реактора куди подається пар для того щоб відбити з каталізатора цінні для нафтопереробки вуглеводні на поверхності каталізатора відкладається кокс який є побічним продуктом далі каталізатор чирез шибєрну заслонку попадає в транспортну лінію куди подається повітря з повітродувки для транспортування каталізатора в регенератор куди також подається повітря з повітродувки для випалювання коксу з каталізатора. Температура в регенераторі більше 600 градусів. При високих температурах в присутності повітря кокс самозагоряється. Димові гази проходячи циклони 1 і 2 ступеня ідуть в котел-утилізатор для утилізації тепла і утворення пари тиском 15 атм. Каталізатор який відбився спускається в низ регенератора, зсипається в хоппер – бункер для попереднього збору каталізатора після чого через шибєрну засувку подається на реакцію з сировиною в райзер. Рух каталізатора між реактором і регенератором проходить за допомогою подачі повітря з воздуходувки а між регенератором і реактором за рахунок перепаду тисків.

Продукти реакції у виді парогазової суміші з верху реактора відправляються в низ ректифікаційної колони де проходить подальше розділення. В кубі колони залишається важкий каталітичний газойль звідки

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						9
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

насосами частина виводиться з колони а частина проходячи блок теплообмінників, в яких охолоджується, подається в колонну в якості зрошення для охолодження колони і вловлювання каталізатора який приходить з продуктами реакції. З середньої частини колони виводиться легкий каталітичний газойль, який є компонентом дизельного палива. Проходячи через відпарну колону – відпарений легкий каталітичний загойль виводиться з установки. З верху ректифікаційної колони виводиться сухий газ ППФ, ББФ і бензин, охолоджуються у теплообмінниках і з температурою 35-40 градусів попадають 3-х фазний сепаратор де поділяються на воду бензин і газ. Частина бензину повертається в колонну, а основна частина подається на блок стабілізації бензину де відділяється газ. Зверху сепаратора суміш газів поступає на блок очистки в абсорбер для очистки від сірководню. Верхню частину колонни подається МДЕА який уловлює сірководень і відкачується насосами на утилізацію. Очищений від сірководню газ направляється на прийом газових компресорів, після чого відбувається охолодження і конденсація жирного газу, далі направляється в сепаратор де спалений газ знизу через насоси направляється в абсорбер, туди ж відправляється газ з низу сепаратора, також туди відправляється бензин. Зверху в абсорбер подається стабільний бензин установки. Куб колони підігрівається за допомогою установлених термосифонних кипятильників. Зверху абсорбера виходить газ у заводську мережу. Знизу абсорбера виходить деетанований бензин в якому міститься ППФ і ББФ і направляється в колону стабілізації звідки знизу виходить депропанований бензин а ППФ виходить зверху охолоджується в теплообмінниках і проходячи сепаратор і частина відправляється в якості зрошення в колону а частина виводиться з установки. Депропанований бензин також відправляється в колону стабілізації звідки ББФ виходить зверху і охолоджуючись в теплообмінниках і проходячи сепаратор частина відправляється в якості зрошення в колону а частина виводиться з установки. З низу колони виводиться товарний бензин з октановим числом 92 по дослідницькому методу.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		10

1.3. Дослідження проямоточного реактора

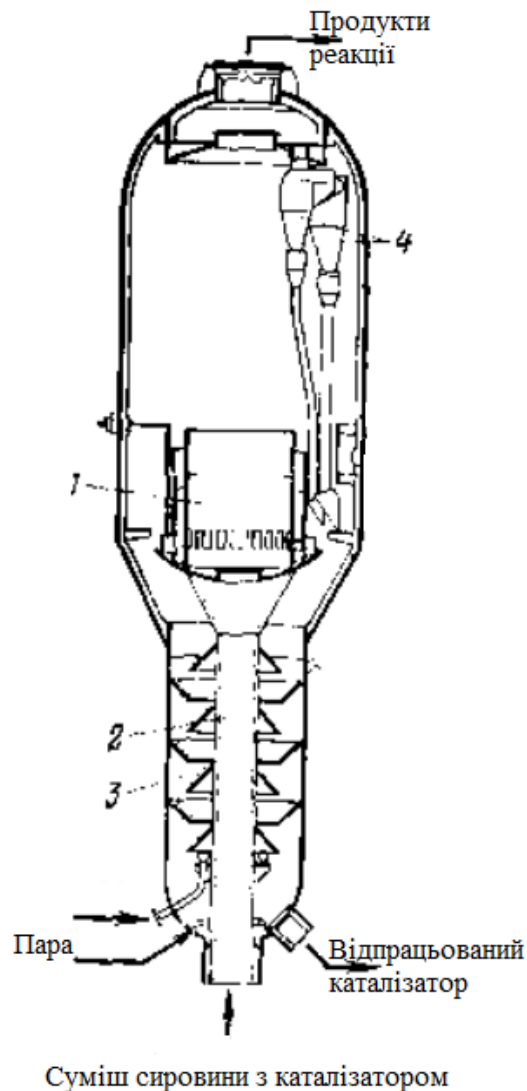


Рис 1.2. Прямоточний реактор установки каталітичного крекінгу
1 – Зона псевдозрідженого слою; 2 – Ліфт-реактор; 3 – Відпарна секція реактора; 4 – Циклони.

Прямоточний реактор являє собою конічну трубу в якій проводиться реакція з часом контакту 0,01с – 0,2с і температури теплоносія на вході і на виході з реактора, відповідно рівних 880-900 і 680-800. При цьому температура попереднього нагріву сировини 500.

Діаметр проямоточного реактора в залежності від його продуктивності по сировині складає 0,5-1,5м, висота 25-30. Час перебування продуктів 2-6с. Час регенерації 5-7 хв. У проямоточних реакторах каталізатор і сировина контактують рухаючись прямоютоком. Реакторний блок кожної установки

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		11

складається з реактора, регенератора і системи транспорту каталізатора. У прямоточном реакторі з перенесенням каталізатора в якості носія використовується сам реагент або інертний газ.

Час контакту не регулюється. При постійній продуктивності по свіжій сировині він залежить від витрати каталізатора, який визначає ефективну площу поперечного перерізу реактора, а отже, і лінійну швидкість сировини в реакторі. Іншим фактором, що впливає на час контакту, є температура в реакторі, від якої залежить глибина перетворення сировини, а отже, обсяг продуктів, що утворюються під час крекінгу і лінійна швидкість газової фази.

У прямоточних реакторах є можливість досягти результатів піролізу, близьких до теоретичних як по виходах цільових продуктів, так і по глибині конверсії вихідної сировини. Проведення процесу в потоці теплоносія дає можливість створити реактори з високим питомим навантаженням по сировині, що працюють при стабільних стаціонарних режимах, і забезпечити високу продуктивність технологічних агрегатів.

Для секціонування прямоточних реакторів найчастіше використовують сітчаті або ковпачкові тарілки. Тому для прямоточних реакторів проведений розрахунок при декількох значеннях, що дає можливість в кожному окремому випадку знайти оптимальне значення цього параметра з урахуванням обсягу, займаного тепловідвідними трубками.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						12
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

1.4. Дослідження ректифікаційної колони

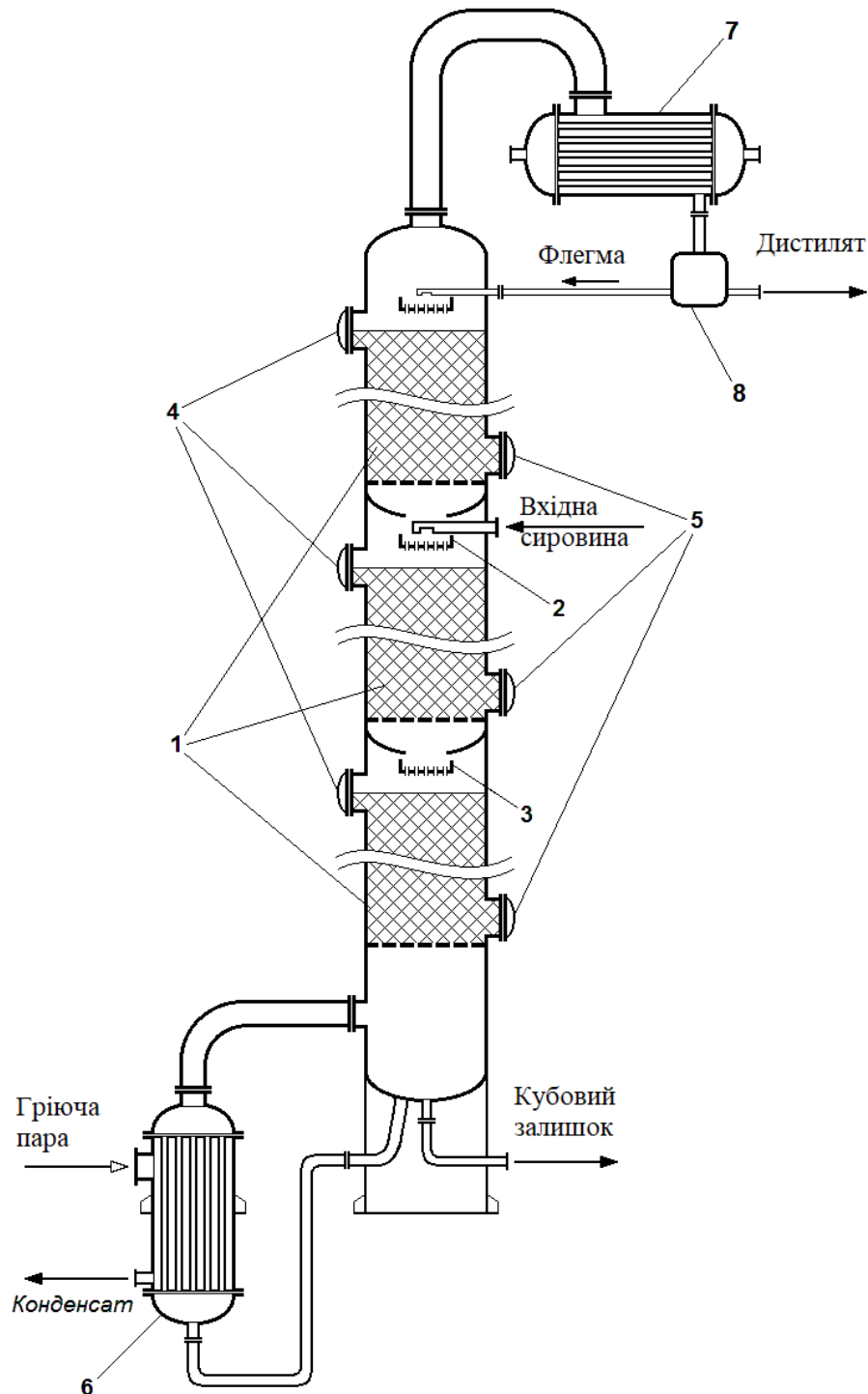


Рис 1.3. Ректифікаційна колона

- 1- сегментні насадки; 2- тарілка живлення; 3- перерозподільна тарілка;
4- люки для загрузки насадки; 5- люки для вивозу насадки;
6- кипятильник; 7- дефлегматор; 8- дільник флегми.

Ректифікація - це спосіб поділу компонентів суміші, заснований на властивості компонентів цієї суміші википати при різних температурах.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		13

Ректифікація являє собою процес поділу бінарних, багатокомпонентних або безперервних сумішей на практично чисті компоненти або їх суміші (фракції), що відрізняються температурами кипіння (для бінарних і багатокомпонентних сумішей) або інтервалами википання (для безперервних сумішей). Аналіз фракцій нафти і нафтопродуктів на утримання в них індивідуальних вуглеводнів і їх класів показує, що нафта і її фракції являють собою складну багатокомпонентну суміш. Кількість компонентів в нафти перевищує 2000. Через велику кількість компонентів нафту прийнято вважати безперервною сумішшю і висловлювати її складу кривої істинних температур кипіння (ІТК), що має плавний, безперервний характер. Тому процес ректифікації є масообміном, що протікає в обидві сторони між 2-ма фазами суміші, одна з яких - рідина, а інша - пара. Іншими словами, це багато разів повторюється контактна взаємодія нерівноважних фаз у вигляді рідкої нафти, а також пара. Процес ректифікації здійснюється в результаті контакту потоків пари і рідини. При цьому неодмінною умовою є переміщення пари і рідини назустріч один одному по висоті (довжині) ректифікованого апарату. Рушійною силою тепло- і масообміну між парою і рідиною в апараті є різниця температур по висоті (довжині) апарату. Ректифікаційна колона є одним з центральних апаратів технологічної установки по первинній переробці нафти або нафтопродуктів. Застосування даного апарату викликано необхідністю реалізації простого способу поділу нафти або її продуктів на фракції залежно від їх температур кипіння. Такий спосіб отримав назву ректифікації, а апарат для проведення даного процесу - ректифікаційної колоною. Але одна колона ректифікації не може впоратися із завданнями по розділенню фракцій. На нафтопереробних підприємствах колона тісно пов'язана з безліччю іншого обладнання - насосного, теплообмінного, пічного, сепарації. Найбільш зручно ілюструвати принцип дії ректифікованого апарату на прикладі колони з ковпачковими тарілками.

Ректифікаційна колона це вертикальний циліндричний апарат який призначений для розділення суміші вуглеводів з отриманням цільових

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		14

продуктів потрібної якості. При проведенні процесів випаровування і конденсації в колоні получають пари більш багаті низькокиплячими і рідину (флегму) більш багату висококиплячими компонентами ніж початкова сировина. При виконанні багаторазового випаровування і конденсації може бути забезпечене отримання парової і рідкої вази з будь якою концентрацією і необхідною кулькоістю продуктів. Багаторазове контактування парової і рідкої фази називається процесом ректифікації. В залежності від форми внутрішніх контактних механізмів колони поділяються на насадочні і тарільчасті. Насадочні це колони на окремих участках яких установлені насадки. Насадки бувають регулярними і нерегулярними. Нерідкі випадки, коли в одній ректифікаційної колоні в різних секціях використовуються тарілки різних типів. Це пояснюється тим, що парові і рідинні навантаження по висоті нафтових колон, особливо працюючих з бічними відборами, істотно розрізняються (іноді на порядок). При порівнянні контактних пристроїв різного типу в якості основних зазвичай виступають такі показники:

- Продуктивність.
- Гідравлічний опір.
- Ефективність (коефіцієнт корисної дії) - характеризує ступінь наближення реального процесу поділу на тарілці до теоретично досяжного (теоретична тарілка).
- Допустимий діапазон варіювання робочих навантажень (і по парі, і по рідині), який визначається відношенням максимально допустимого навантаження до мінімально допустимої.
- Градієнт рівня рідини по ширині полотна тарілки, який визначається тією обставиною, що рідина на тарілку вводиться з одного краю тарілки (секції), а відводиться з іншого.
- При перебігу рідини по полотну тарілки вона долає певний гідравлічний опір, тому висота шару рідини у приймальної кишені перевищує відповідний рівень у зливній кишені. Наявність градієнта приводить до

порушення рівномірності розподілу пара по ширині барботажного шару і в результаті - до зниження ефективності КУ.

- Висота міжтарільчатої відстані, яка повинна забезпечувати нормальну роботу гідравлічного затвора для забезпечення гарантованого перетікання рідини з верхньої тарілки на нижню.
- Забезпечення тривалої працездатності при роботі на забруднених середовищах і середовищах, схильних до утворення смолистих чи інших відкладень. Металоемність.
- Вартість.
- Зручність монтажу і ремонту, простота конструкції.

Нерегулярна насадка - це неупорядкований шар насипного інертного матеріалу у вигляді керамічних шарів, металічних елементів і тд. Для збільшення площі контакту пару і рідини.

Насадки типу Ring-R мають циліндричну конструкцію, їх діаметр і висота мають однаковий розмір. Ці кільця є колоною насадкою першого покоління, вони стали основою добре відомим Pall®Ring. Використовувані матеріали - вуглецева сталь, нержавіюча сталь, ПП, ПВХ, ПВДФ, кераміка або зазначені клієнтом.

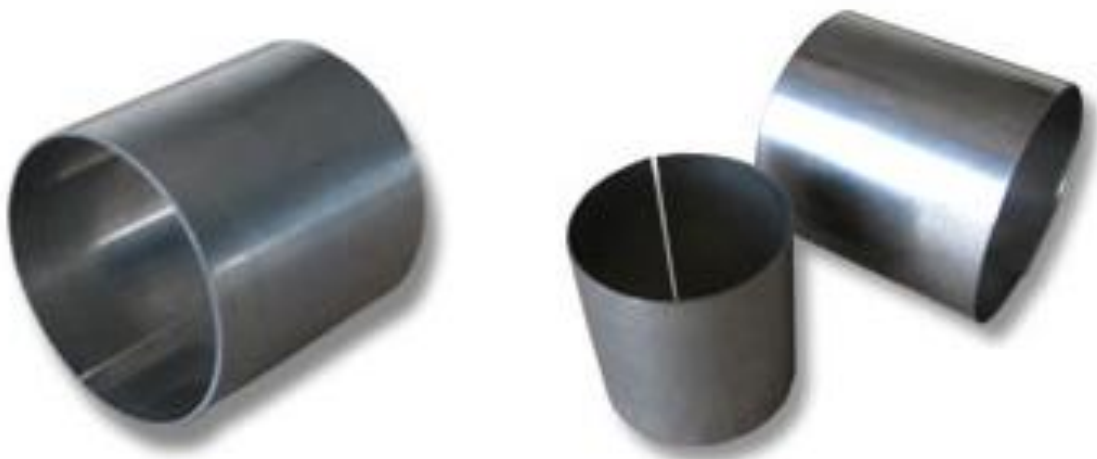


Рис 1.4. Насадки типу Ring-R

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						16
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Ring-P є однією з найвідоміших. Це стандартний дизайн в індустрії, на основі модернізації Raschig Ring. Вона широко застосовується в різних областях. Використовувані матеріали - метал, термопластика і кераміка.



Рис 1.5. Насадки типу Ring-P

Модифікацію Ring-C розроблено з метою підвищення продуктивності, ефективності та механічної міцності в порівнянні з насадкою Pall®.

Може бути змінена для задоволення особливих вимог клієнтів.

Використовувані матеріали - вуглецева сталь, нержавіюча сталь, ПП, ПВХ, ПВДФ, або зазначені клієнтом.



Рис 1.6. Насадки типу Ring-C

Мультисідлове кільце поєднує переваги кільцевої насадки і сідлової насадки: низький опір газу, краща парова потужність. Воно може високоефективно розподіляти рідину через високу ефективність масообміну, в порівнянні з Multi Saddle Ring його сепараційна ефективність підвищується на 30%. Продуктивність збільшувалася на 5% -10%. Споживання енергії знизилося на 40% -50%. Використовувані матеріали - вуглецева сталь, нержавіюча сталь та інші матеріали.

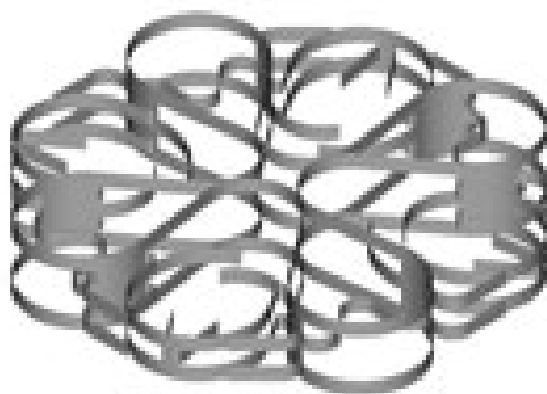


Рис 1.7. Насадка типу Sepring-M

Насадка з цих комплектуючих може підвищити продуктивність і ефективність у порівнянні з кільцем Pall. Використовувані матеріали - тільки метал



Рис 1.8. Насадка типу NR (HP) Ring-I

Teller Rosette Packing має деякі переваги, такі як висока порожнистість, зниження тиску, невелика висота, малу вагу, поліпшена ефективність розподілу середовища. Використовувані матеріали - поліпропілен або згідно з вимогами замовників.



Рис 1.9. Насадка типу Teller Rosette Packing



Рис 1.10. Сідлоподібна керамічна насадка

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						19
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		



Рис 1.11. Керамічна насадка у формі кулі з пустотами

Регулярні насадки представляють собою компановані в пакети або шари гофрованих і перфорованих металічних листів. Перевагами цих насадок є велика ефективність та малий перепад тиску, а недолік – висока ціна.

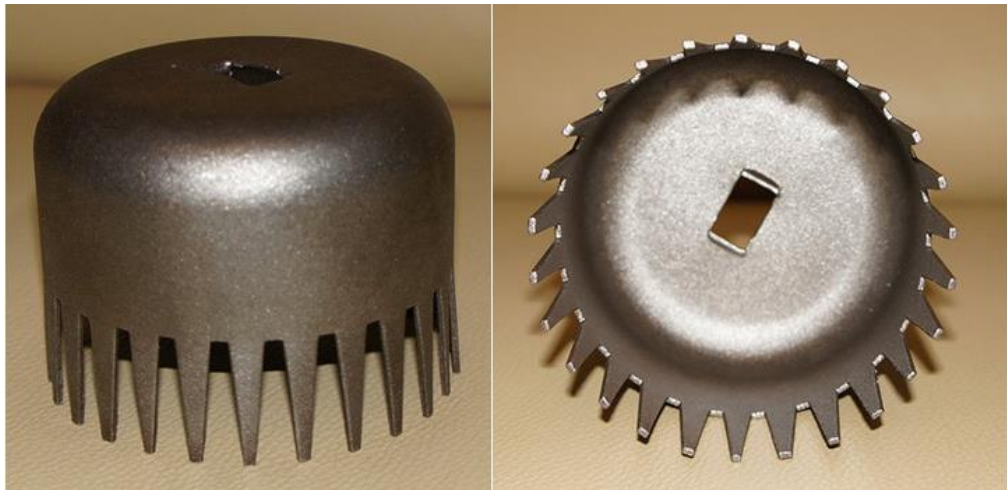


Рис 1.12. Колпачкові насадки для тарілок ректифікаційної колони

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						20
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

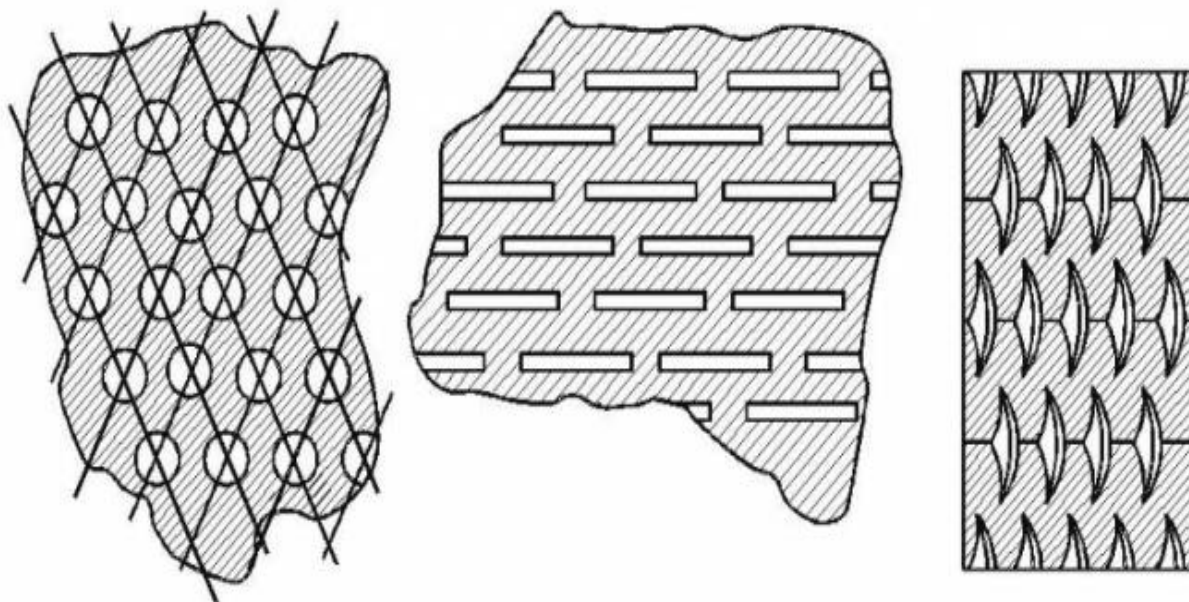


Рис 1.13. Сітчасті тарілки 3-х видів

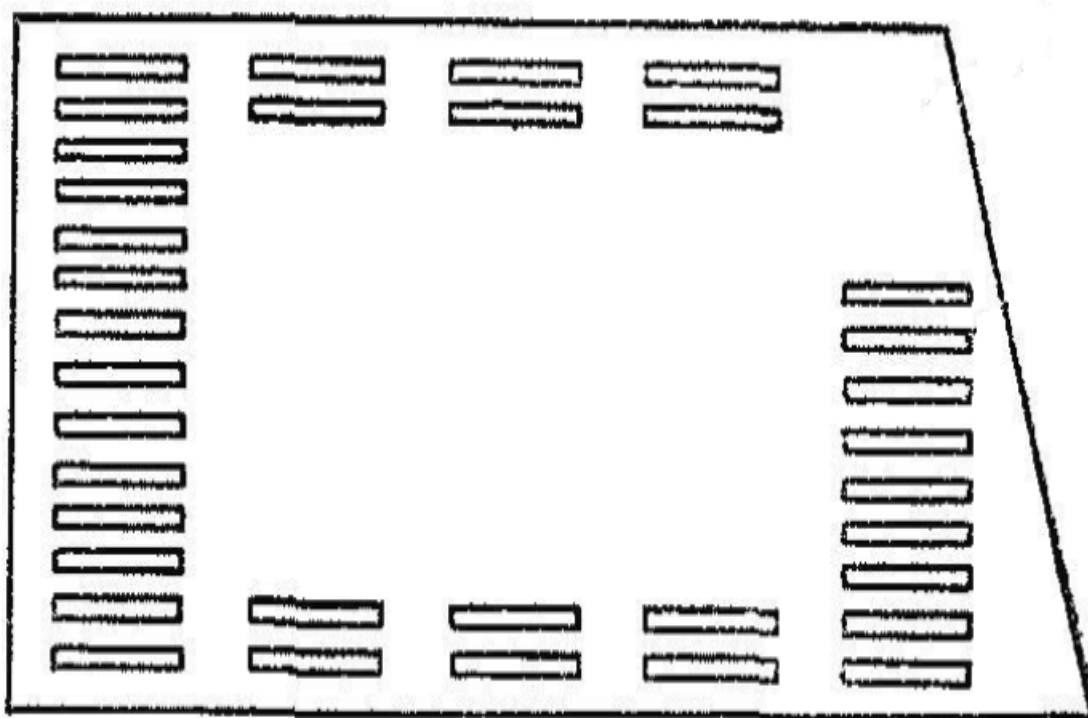


Рис 1.14. Решітчаста тарілка

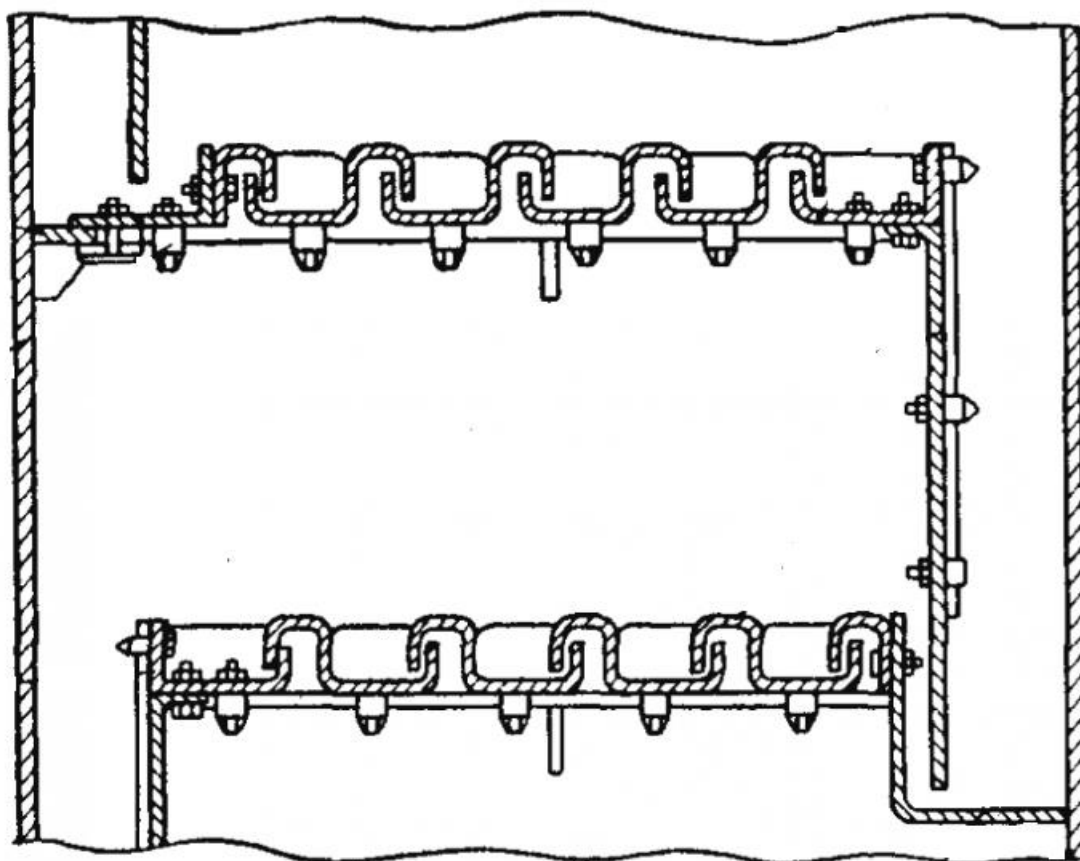


Рис 1.15. Тарілки з S-подібними елементами

Тарільчасті колони мають найбільш широке використання у нафтопереробці. Тарілка це контактний пристрій на якому проходить тепло-масо обмін між паровою і рідкою фазами. В залежності від технологічних умов в колону можуть встановлюватися тарілки різних конструкцій.

Регулярні насадки дуже чутливі до рівномірності зрошення рідиною. Розподільники рідини поряд зі створенням рівномірності зрошення повинні забезпечувати і пропуск парового потоку через пристрій при мінімальному гідравлічному опорі. Тому вузли зрошення являють собою складні конструкції, що займають значну частину обсягу колони. Традиційні розподільники рідини, використовувані в РК з нерегулярною (насипний) насадкою, практично непридатні для комплектування колон з регулярною насадкою. За принципом дії розподільники можуть бути розділені на низьконапірні, що використовують гравітаційний принцип витікання рідини, і високонапірні, що працюють з використанням насоса. Зазвичай

розподільник рідини складається з окремих лотків, встановлених на опорному кільці з зазорами, ширина яких порівнянна з шириною лотків, а самі лотки з'єднані між собою переливними патрубками. Зазори між лотками закриті козирками для запобігання провалу стікає зверху рідини на нижні шари насадки повз розподільного пристрою. Паровий потік з нижчерозташованого пакета насадки проходить через зазори між лотками в вищерозташованих шар насадки, а рідинний потік з верхніх шарів насадки потрапляє в лотки і, стікає через спеціальні отвори в вигляді окремих струменів, рівномірно розподілених по перетину колонного апарату. Однаковий рівень рідини у всіх лотках підтримується завдяки наявності переливних патрубків між лотками розподільника, що забезпечує рівну швидкість витікання рідини з усіх отворів. Кількість точок зрошення коливається від 50 до 80 штук на квадратний метр в залежності від умов експлуатації. Розглянута конструкція розрахована на зовнішній підведення рідкого зрошення (вузли введення сировини, флегми, циркуляційних зрошень і т.д.), але малоприсадожна для організації бічних відборів рідкої фази, які необхідні в схемах ректифікації установок АТ-АВТ. Для бічного відбору рідкої фази по висоті колони можуть використовуватися «глухі» тарілки (рис. 3.3б), або спеціальні збірні тарілки вищерозглянутого лотковоютипу, дообладнати збірними кишенями для відводу рідкої фази. Однак нижче збірної тарілки в цьому випадку доводиться встановлювати ще одну розподільну тарілку лотковоютипу. У будь-якому випадку вузол проміжного відбору рідини виявляється дуже громіздким і «з'їдає» значну частину висоти колони, що веде до зростання капітальних вкладень у виробництво. Дана обставина є одним з принципових недоліків насадок колон при порівнянні їх з традиційними тарілками. У зарубіжних розробках, наприклад фірми «Zulzer», розподільники рідини часто виконуються з використанням високонапірних форсунок, причому число форсунок перевищує 100 штук на 1 м² перетину насадки. За рахунок цього досягається більш висока рівномірність зрошення в порівнянні з варіантом використання низьконапірних струменевих розподільників, але одночасно зростають як

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		23

енергетичні, так і капітальні витрати. Крім того, ці конструкції мають меншу надійністю через імовірність забивання форсунок .

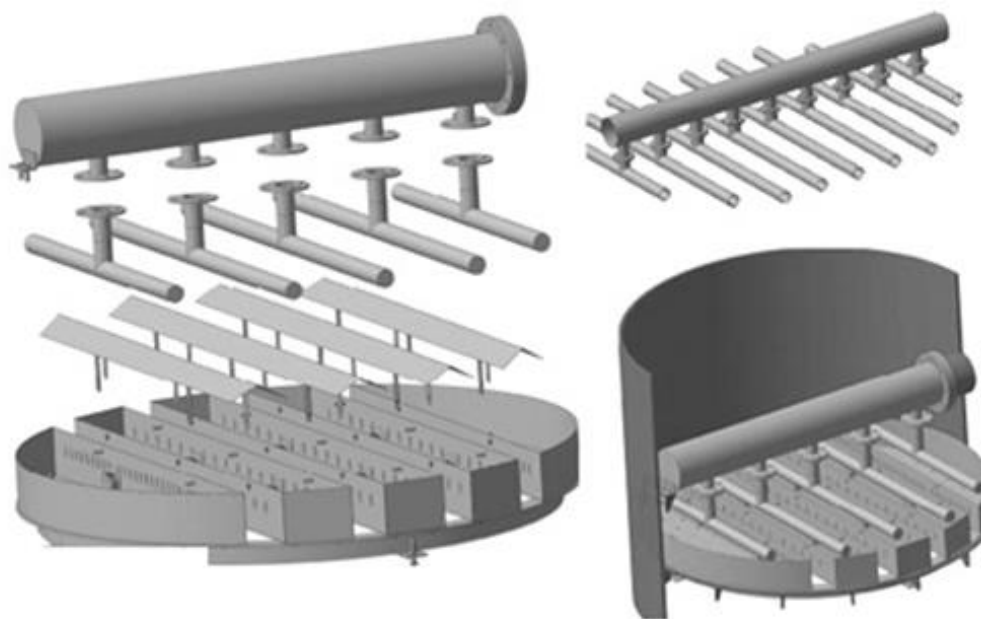


Рис 1.16. Типовий розподілювач рідини в ректифікаційній колоні

В кожній колоні присутні секції живлення, відгонні і концентраційні. Концентраційна секція знаходиться вище вводу сировини. Секція куди сировина вводиться називається секцією живлення. Відгонна секція знаходиться нижче рівня вводу сировини. Тарілка на яку подається сировина для розділення називається тарілкою живлення. Для нормальної роботи колони є обов'язковим подача зрошення на верх концентраційної частини колони і ввід тепла або гострого водяного пару у відгонну секцію.

В секцію живлення поступає сировина у вигляді суміші парів і рідини. При вході сировина в колону проходить процес однократного випаровування в результаті якого утворюються пари та рідина які знаходяться в стані рівноваги. На кожній тарілці забезпечується контакт між парами які поступають на дану тарілку і рідиною яка стікає на цю ж тарілку. В результаті контакту цих потоків змінюється склад парової і рідкої фаз. При цьому пари збагачуються низькокиплячими компонентами а рідина висококиплячими компонентами. Потоки які виходять з тарілки будуть знаходитися в стані близькому до

рівноваги. При цьому пари поступають на тарілку яка лежить вище при цьому вступають в контакт з відповідним потоком рідини а рідина на нижню тарілку де знову проходить зміна складу фаз. Такий процес відбувається до тих пір поки пар зверху і рідина внизу колони не отримають заданий склад. Так як у процесі ректифікації повинні брати участь два потоки які складаються з одних і тих же компонентів але різного складу. З верхньої частини колони відводять тепло, а до нижньої – підводять. При конденсації частини парів зверху колони утворюється потік ріддини – флегми зрошення що перетікає до низу з тарілки на тарілку. Знизу колонни за рахунок підводу тепла частина рідини випаровується що утворює вихідний потік парів. Наявність конденсатора та кипятильника дає можливість забезпечити відповідні рідинні та парові навантаження в колонні. Відібраний зверху колони продукт який збагачений низькокиплячими компонентами називається ректифікат. Знизу колони відбирається залишок.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		25

2. РОЗРОБКА СХЕМА АВТОМАТИЗАЦІЇ

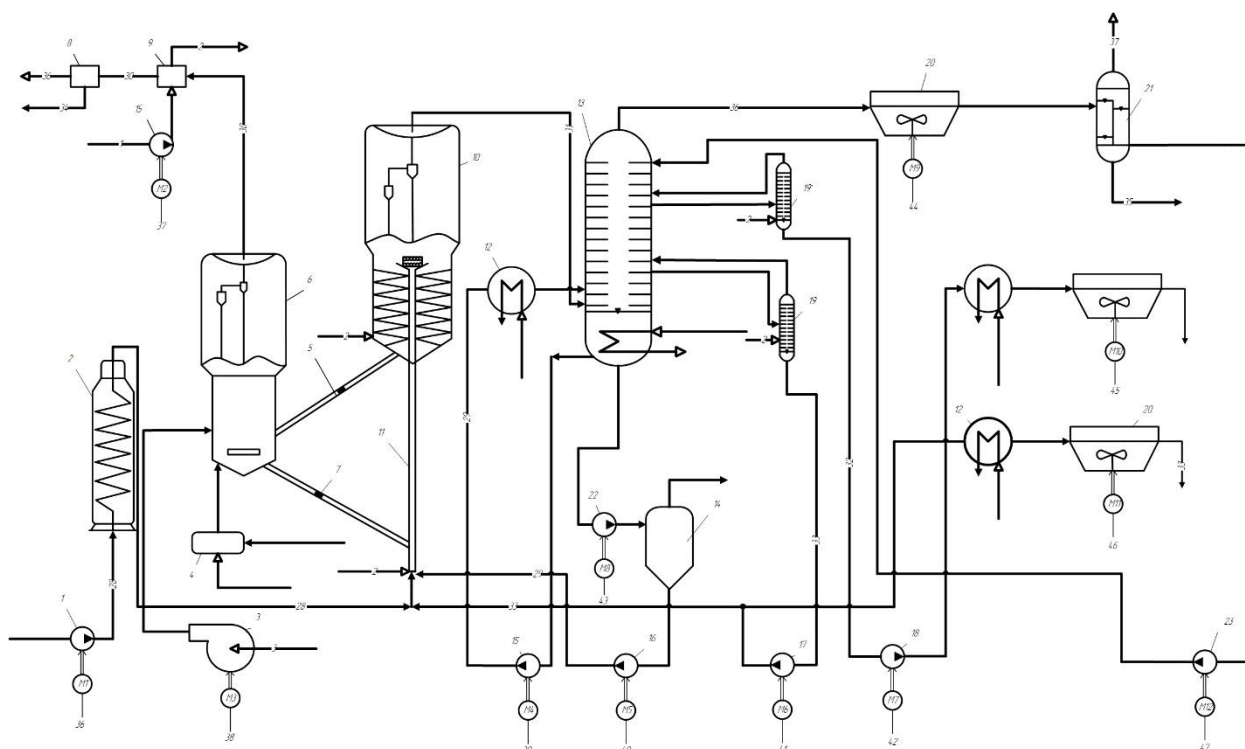


Рис. 2.1. Технологічна мхема каталітичного крекінгу з прямоточним реактором

На підставі здійсненого аналізу особливостей установки для каталітичного крекінгу з прямоточним реактором слід передбачити автоматичний контроль таких параметрів:

- витрату вакуумного газойлю, що надходить в трубчасту піч 2;
- температуру гідрогенізату на виході з трубчастої печі 2;
- витрату повітря, що надходить у топку 4;
- витрату палива, що надходить у топку 4;
- витрату повітря, щозмішується з паливом;
- витрату пари, на вході до ректифікаційної колони 19;
- температуру речовини на виході з теплообмінників 12;

А також технологічну сигналізацію таких параметрів:

- температуру сировини на вході в ректифікаційну колону;
- температура продуктів ректифікації на виході з колони;

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		26

Табл 2.1. Параметри контролю виробництва

№ п/п	Назва стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Найменування параметра, що контролюється чи регулюється	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до схеми автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Вакуумний газойль, трубопровід	Витрата	-	Реєстрація
2	Гідрогенізатор, трубопровід	Температура	-	Контроль
3	Повітря, трубопровід	Витрата	-	Контроль
4	Паливо, трубопровід	Витрата	-	Контроль
5	Пароподібні продукти крекінгу, трубопровід	Температура	480-500 °С	Сигналізація
6	Продукти ректифікації, трубопровід	Температура	30-50°С	Сигналізація
7	Зрошення , трубопровід	Температура	-	Контроль
8	Кількість продукції, трубопровід	Витрата		Контроль
9	Продукти відпарювання, трубопровід	Температура	-	Реєстрація
10	Продукти відпарювання, трубопровід	Температура	-	Реєстрація
11	Кубовий залишок, трубопровід	Витрата	-	Реєстрація

2.1. Розробка схеми автоматизації

Схема автоматичного контролю установки для каталітичного крекінгу з прямооточним реактором включає в себе ряд контурів контролю сигналізації та вимірювання.

Для реєстрації витрати вакуумного газойлю розроблено контур 1, що складається з первинного перетворювача витрати (1-1), проміжного перетворювача (1-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (1-3).

Контур 2 застосовують для індикації та реєстрації температури вакуумного газойлю який виходить з печі. Контур містить вимірювач

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		27

температури, показувальний прилад і блок ручного управління, також в контур входить перетворювач сигналу для відповідного перетворення сигналу з регулятора до виконавчого пристрою.

Індикацію та регулювання витрати повітря на вході в топку здійснює контур 7 та 6. Ці контури здійснюють регулювання співвідношення кількості палива та повітря на вході в топку. Перед входом у регенератор встановлено вимірювач (5-1) який виконує регулювання витрати гарячих газів на вході до регенератора.

Контур 12 регулює кількість цільового продукту на виході з ректифікаційної колони, сигнал поступає на виконавчий пристрій (12-4) який знаходиться знизу і колони і керує витратою пари на вході в кубову частину колони.

Температурою зрошення кубовим залишком керує контур 9, який змінює витрату охолоджуючої речовини переж подачею зрошення в колону. Аналогічні контури знаходяться перед апаратами повітряного охолодження, і виконують функцію регулювання температури.

Контур 8 сигналізує температуру вихідних продуктів з прямооточного реактора перед ректифікаційною колоною. Включає первинний вимірювач температури (8-1).

В контурі 14 відбувається сигналізація температури на виході ректифікаційної колони. Крім того цей контур включає в себе реєстрацію.

Згідно всіх перелічених вище вимог було розроблено схему
ДП.5104.000.001.Сх.Авт.

					<i>ДП.5104.000.001.ПЗ</i>	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		28

3. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ

3.1. Моделювання статичного режиму

Процес ректифікації в колонному апараті протікає в умовах тісного контактування парових і рідких потоків і призводить до складної картини взаємодії фаз, які обмінюються енергією і речовиною. Якісна картина цього складного явища в першому наближенні видається як двосторонній масо-і енергообмін. Тому при проектуванні ректифікаційної колони слід поєднувати дані теорії з досвідченими показниками, отриманими при лабораторних випробуваннях або знятими з діючих установок і узагальнюючими практичний досвід роботи. Нагріта до певної температури сировина починає випаровувати найлегші вуглеводні. Низькокиплячі компоненти в вигляді пари піднімаються вгору колони, а висококиплячі в рідкому вигляді (флегма) стікають вниз колонни. Дійшли до верху колони пари відводяться в ємність для збору отриманого продукту. Частина парів конденсується при охолодженні і поступає наверх колони для зрошення. Рідина з верху колони стікає по тарілках вниз. Під час взаємодії двох фракцій пари віддають рідині частину висококиплячих компонентів, а рідина, в свою чергу, передає пару низькокиплячі компоненти. Таким чином в колоні можна виділити зони, де утворюються речовини певного складу. Важливими параметрами процесу ректифікації є: тиск, температури сировини, температура низу колони, температура верху колони, флегмовое число (кількістю подається зрошення і кількість дистиляту). Тиск може знаходитися в широкому діапазоні значень. Але оптимальним є таке значення, при якому конденсацію парів можна проводити за допомогою води або повітря. тиск в колоні буде залежати від температури зрошення. В даній ректифікаційній колоні на вхід подається вакуумний газойль в якому знаходиться велика кількість компонентів. Для підтримання температурного режиму в кубову частину колони також подається гріюча пара. На виході отримуємо бензин та кубовий залишок.

З метою спрощення об'єкту керування було введено наступні припущення:

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
						29
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

1. Об'єкт із зосередженими параметрами
2. Кількість легкого та важкого газойлів в сировині стала.
3. Температура відбору легкого та важкого газойлів стала.
4. Температура та витрата легкого та важкого газойлів на зрошенні є прямопропорційними до відповідних значень на відборі.
5. Витрата бензину на зрошенні прямопропорційно залежить від кількості бензину на виході.
6. Витрата кубового залишку прямопропорційно залежить від кількості кубового залишку на виході x ректифікаційної колони.

Значення параметрів які використовуються для моделювання ректифікаційної колони записано до таблиці 3.1.

Табл 3.1. – Значення технологічних параметрів для ректифікаційної колони

Назва	Позначення	Значення	Розмірність
Питома теплоємність бензину	C_{benz}	3095	$\frac{Дж}{(кг \cdot ^\circ C)}$
Температура бензину на виході	$\theta_{benzvuh}$	40	$^\circ C$
Кількість бензину на зрошенні	G_{bzt}	$G_{benz} \cdot k_{bzt}$	$\frac{кг}{с}$
Температура бензину на зрошенні	θ_{benzzr}	24	$^\circ C$

Питома теплоємність легкого газойлю	C_{lg}	3000	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$
Температура легкого газойлю на виході	θ_{lg}	200	$^\circ\text{C}$
Кількість легкого газойлю на виході	G_{lg}	$G_{sur} \cdot X_{lg}$	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Кількість легкого газойлю на зрошенні	G_{lgzr}	$G_{lg} \cdot k_{lgzr}$	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Температура легкого газойлю на зрошенні	θ_{lgzr}	120	$^\circ\text{C}$
Питома теплоємність легкого газойлю на зрошенні	C_{lgzr}	3000	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$
Кількість важкого газойлю на виході	G_{tg}	$G_{sur} \cdot X_{tg}$	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Температура важкого газойлю на виході	θ_{tg}	300	$^\circ\text{C}$
Питома теплоємність важкого газойлю на виході	C_{tg}	2680	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$

Кількість важкого газойлю на зрошенні	G_{tgzr}	$G_{tg} \cdot k_{tgzr}$	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Температура важкого газойлю на зрошенні	θ_{tgzr}	180	°C
Питома теплоємність важкого газойлю на зрошенні	C_{tgzr}	2680	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$
Номанальна температура сировини на вході	θ_{sur}	500	°C
Питома теплоємність сировини на вході	C_{sur}	2650	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$
Кількість сировини на вході	G_{sur}	44	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Коефіцієнт кубового залишку на зрошенні	X_{kubzr}	0.1	
Питома теплоємність кубового	C_{kubzr}	2700	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})}$

залишку на зрошенні			
Номінальна кількість гріючої пари на вході	G_{par}	35	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$
Температура гріючої пари на вході	θ_{par}	350	$^{\circ}\text{C}$
Питома теплоємність гріючої пари на вході	C_{par}	4200	$\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C})}$
Коефіцієнт кількості бензину на зрошенні	k_{bzr}	0.1	-
Коефіцієнт кількості легкого газойлю на зрошенні	k_{lgzr}	0.3	-
Коефіцієнт кількості важкого газойлю на зрошенні	k_{tgzr}	0.3	-
Коефіцієнт важкого газойлю у початковій сировині	X_{tg}	0.2	-
Коефіцієнт важкого газойлю	X_{lg}	0.2	-

у початковій сировині			
-----------------------	--	--	--

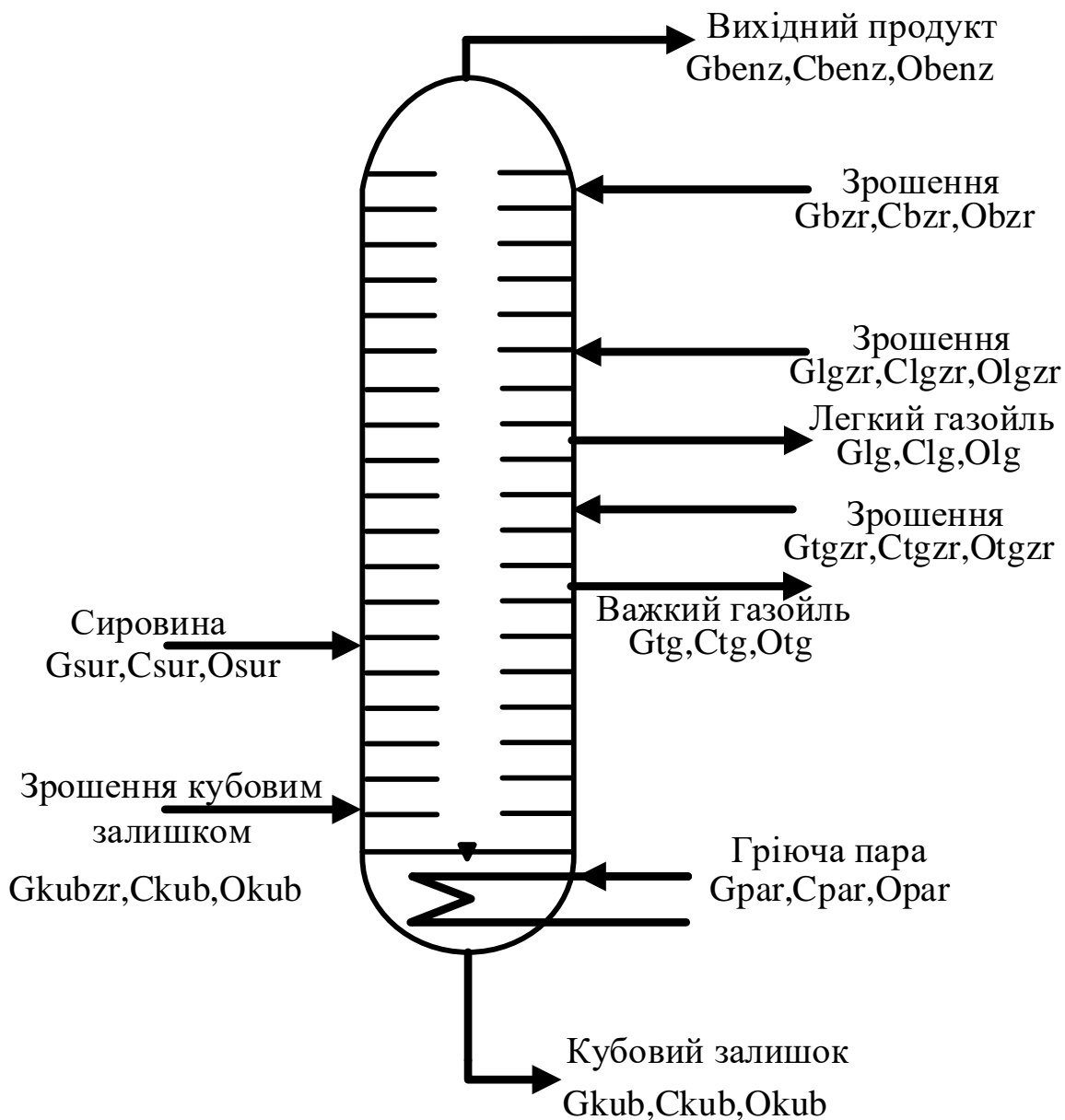


Рис. 3.1. Розрахункова схема ректифікаційної колони

Схему ректифікаційної колони показано на Рис. 3.1. Цей апарат виконаний з відбором проміжних фракцій та подальшим зрошенням для підтримання температурного режиму. Також в даному апараті реалізовано зрошення кубовим залишком для регулювання температури кипіння в кубовому відділі колони. Крім того зрошення верхніх тарілок колони відбувається охолодженим вихідним продуктом. В даній установці

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		34

керуваним параметром є G_{benz} оскільки кількість продукції є важливим показником установки як з технічної точки зору так і з фінансової. Збуренням в установці виступає температура сировини на вході в ректифікаційну колону так як вакумний газойль проходить певний ряд апаратів перед тим як поступити в колону, тому ймовірно що цей параметр змінюється. Для керування процесом ректифікації прийнято змінювати кількість пари на вході в апарат, це пов'язано з тим, що з верхніх тарілок стікають фракції з меншими температурами ніж вхідна сировина. Тому кількість пари є керуючою дією.

Математичний баланс по сировині

$$G_{sur} - G_{vip} - G_{kub} + G_{kubzr} = 0$$

Тепловий баланс по рідкій фазі

$$Q_{par} + Q_{sur} - Q_{vip} - Q_{kub} = 0$$

Тепловий баланс по теплообміннику

$$G_{par} \cdot C_{par} \cdot \theta_{parvh} - G_{par} \cdot C_{par} \cdot \theta_{parvuh} - k \cdot F(\theta_{survuh} - \theta_{parvuh}) = 0$$

Тепловий баланс по газопаровій фазі

$$G_{vip} \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh} - G_{lg} \cdot C_{lg} \cdot \theta_{lgvuh} + G_{lg} \cdot r_{lg} + G_{lgzr} \cdot C_{lgzr} \cdot \theta_{lgzr} - G_{tg} \cdot C_{tg} \cdot \theta_{tgvuh} + G_{tg} \cdot r_{tg} + G_{tgzr} \cdot C_{tgzr} \cdot \theta_{tgzr} - G_{benz} \cdot C_{lg} \cdot \theta_{benzvuh} + G_{benz} \cdot r_{benz} + G_{bzr} \cdot C_{benzr} \cdot \theta_{benzr} = 0$$

Записуємо витрату випаруваної сировини

$$G_{vip} = G_{benz} + G_{lg} + G_{tg} - G_{bzr} - G_{lgzr} - G_{tgzr}$$

З рівняння виражаємо G_{kub} та підставляємо G_{vip}

$$G_{kub} = \frac{G_{sur} - (G_{benz} + G_{lg} + G_{tg} - G_{bzr} - G_{lgzr} - G_{tgzr})}{1 - X_{kubzr}}$$

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		35

Записуємо кількість тепла принесеного теплообмінником

$$Q_{\text{par}} = k \cdot F \cdot (\theta_{\text{survuh}} - \theta_{\text{parvuh}})$$

Записуємо кількість тепла що приходить з сировиною

$$Q_{\text{sur}} = G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \theta_{\text{survuh}}$$

Запишемо кількість тепла що виходить з потоком випаруваної сировини

$$Q_{\text{vip}} = G_{\text{vip}} \cdot r_{\text{vip}}$$

Запишемо кількість теплоти що виноситься з потоком кубового залишку

$$Q_{\text{kub}} = G_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuh}}$$

З рівняння теплового балансу по газопаровій фазі виражаємо θ_{parvuh}

$$\theta_{\text{parvuh}} = \frac{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvuh}} + k \cdot F \cdot \theta_{\text{survuh}}}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F}$$

Підставляємо витрату випаруваної сировини в баланс по газопаровій фазі і отримуємо

$$(G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuh}} - G_{\text{lg}} \cdot C_{\text{lg}} \cdot \theta_{\text{lgvuh}} + G_{\text{lg}} \cdot r_{\text{lg}} + G_{\text{lgzr}} \cdot C_{\text{lgzr}} \cdot \theta_{\text{lgzr}} - G_{\text{tg}} \cdot C_{\text{tg}} \cdot \theta_{\text{tgvuh}} + G_{\text{tg}} \cdot r_{\text{tg}} + G_{\text{tgzr}} \cdot C_{\text{tgzr}} \cdot \theta_{\text{tgzr}} - G_{\text{benz}} \cdot C_{\text{lg}} \cdot \theta_{\text{benzvuh}} + G_{\text{benz}} \cdot r_{\text{benz}} + G_{\text{bzr}} \cdot C_{\text{benzr}} \cdot \theta_{\text{benzr}} = 0$$

Підставляємо рівнянні кількості тепла , що в свою чергу включають рівняння кількості теплоти що виноситься з потоком кубового залишку та рівняння яке виражає витрату кубового залишку та підставляємо в рівняння теплового балансу по рідкій фазі

$$k \cdot F \cdot \left(\theta_{\text{survuh}} - \frac{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvuh}} + k \cdot F \cdot \theta_{\text{survuh}}}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F} \right) +$$

$$\begin{aligned}
& +G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \theta_{\text{survh}} - (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}}) \cdot r_{\text{vip}} \\
& - \frac{G_{\text{sur}} - (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}})}{1 - X_{\text{kubzr}}} \cdot C_{\text{kub}} \\
& \cdot \theta_{\text{survuh}} = 0
\end{aligned}$$

Виразимо θ_{survuh} з останнього рівняння

$$\begin{aligned}
& \theta_{\text{survuh}} = \\
& - (G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \theta_{\text{survh}} + (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}}) \cdot r_{\text{vip}} + \\
& \quad \frac{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvh}} + k \cdot F \cdot \theta_{\text{survuh}}}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F}) \\
& = \frac{k \cdot F - \frac{k \cdot F \cdot k \cdot F}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F} +}{\frac{G_{\text{sur}} - (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}})}{1 - X_{\text{kubzr}}} \cdot C_{\text{kub}}}
\end{aligned}$$

Підставимо отримане в рівняння кількості тепла з підстановками

$$\begin{aligned}
& (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \\
& \frac{- (G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \theta_{\text{survh}} + (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}}) \cdot r_{\text{vip}} + \frac{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvh}} + k \cdot F \cdot \theta_{\text{survuh}}}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F})}{k \cdot F - \frac{k \cdot F \cdot k \cdot F}{-G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} + k \cdot F} + \frac{G_{\text{sur}} - (G_{\text{benz}} + G_{\text{lg}} + G_{\text{tg}} - G_{\text{bzzr}} - G_{\text{lgzr}} - G_{\text{tgzr}})}{1 - X_{\text{kubzr}}} \cdot C_{\text{kub}}} - \\
& G_{\text{lg}} \cdot C_{\text{lg}} \cdot \theta_{\text{lgvuh}} + G_{\text{lg}} \cdot r_{\text{lg}} + G_{\text{lgzr}} \cdot C_{\text{lgzr}} \cdot \theta_{\text{lgzr}} - G_{\text{tg}} \cdot C_{\text{tg}} \cdot \theta_{\text{tgvuh}} + G_{\text{tg}} \cdot r_{\text{tg}} + \\
& G_{\text{tgzr}} \cdot C_{\text{tgzr}} \cdot \theta_{\text{tgzr}} - G_{\text{benz}} \cdot C_{\text{lg}} \cdot \theta_{\text{benzvuh}} + G_{\text{benz}} \cdot r_{\text{benz}} + G_{\text{bzzr}} \cdot C_{\text{benzzr}} \cdot \\
& \theta_{\text{benzzr}} = 0
\end{aligned}$$

Нижче показано статичні характеристики за каналами збурення та керування, побудовані в середовищі MathCad.



Рис. 3.1. Статична характеристика по каналу керування $G_{par} \rightarrow G_{benz}$



Рис 3.2. Статична характеристика по каналу збурення $\theta_{surv} \rightarrow G_{benz}$

3.2. Моделювання динамічного режиму

Рівняння динаміки для ректифікаційної колони

$$G_{sur} - G_{vip} - G_{kub} + G_{kubzr} = q_s \cdot S \cdot \frac{dL}{dt}$$

$$Q_{par} + Q_{sur} - Q_{vip} - Q_{kub} = \frac{d(L \cdot S \cdot q_{kub} \cdot C_{kub} \cdot \theta_{survuh})}{dt}$$

$$Q_{parvh} - Q_{parvuh} = \rho_p \cdot V_{tr} \cdot \frac{d(\theta_{parvuh})}{dt}$$

$$Q_{vip} - Q_{benz} - Q_{lg} - Q_{tg} + Q_{bZR} + Q_{lgZR} + Q_{tgZR} + Q_{ktg} + Q_{klg} + Q_{kbenz} = \frac{d(1 - L) \cdot S \cdot \rho_v \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh}}{dt}$$

Складемо систему з 4-х рівнянь

$$G_{sur} - (1 - k_{bZR}) \cdot G_{benz} - (1 - k_{tgZR}) \cdot X_{tg} \cdot G_{sur} - (1 - k_{lgZR}) \cdot X_{lg} \cdot G_{sur} - (1 - k_{kZR}) \cdot G_{kub} = S \cdot \rho_{sur} \frac{dL}{dt}$$

$$\begin{aligned} & k \cdot F \cdot (\theta_{survuh} - \theta_{parvuh}) + G_{sur} \cdot C_{sur} \cdot \theta_{survh} \\ & - r_{vip} \left((1 - k_{bZR}) \cdot G_{benz} + (1 - k_{tgZR}) \cdot X_{tg} \cdot G_{sur} + (1 - k_{lgZR}) \cdot X_{lg} \cdot G_{sur} \right) + (1 - k_{kZR}) \cdot G_{kub} \cdot C_{kub} \cdot \theta_{survuh} \\ & = S \cdot \rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot \left(\theta_{survuh} \frac{dL}{dt} + L_n \frac{d\theta_{survuh}}{dt} \right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & G_{par} \cdot C_{par} \cdot \theta_{parvh} - G_{par} \cdot C_{par} \cdot \theta_{parvuh} - k \cdot F(\theta_{survuh} - \theta_{parvuh}) \\ & = \rho_{par} V_{tr} \frac{d\theta_{parvuh}}{dt} \end{aligned}$$

$$G_{vip} \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh} - X_{lg} \cdot G_{sur} \cdot C_{lg} \cdot \theta_{lgvuh} + X_{lg} \cdot G_{sur} \cdot r_{lg} + X_{lg} \cdot k_{lgzr} \cdot G_{sur} \cdot C_{lgzr} \cdot \theta_{lgzr} - X_{tg} \cdot G_{sur} \cdot C_{tg} \cdot \theta_{tgvuh} + X_{tg} \cdot G_{sur} \cdot r_{tg} + X_{tg} \cdot k_{tgzr} \cdot G_{sur} \cdot C_{tgzr} \cdot \theta_{tgzr} - G_{benz} \cdot C_{benz} \cdot \theta_{benz} + G_{benz} \cdot r_{benz} + k_{bzzr} \cdot G_{benz} \cdot C_{benzzr} \cdot \theta_{benzzr} = S \cdot \rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot \left(\frac{d\theta_{survuh}}{dt} - \theta_{survuh} \frac{dL}{dt} - L_n \frac{d\theta_{survuh}}{dt} \right)$$

Запишемо рівняння в приростах

$$\left. \begin{aligned} & -(1 - k_{bzzr}) \cdot \Delta G_{benz} = \rho_{sur} \cdot S \cdot \frac{d\Delta L}{dt} \\ & k \cdot F \cdot (\Delta\theta_{survuh} - \Delta\theta_{parvuh}) + G_{sur} \cdot C_{sur} \cdot \Delta\theta_{survuh} - r_{vip} \cdot (1 - k_{bzzr}) \cdot \Delta G_{benz} \\ & \quad = S \cdot \rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot (\theta_{survuh} \frac{d\Delta L}{dt} + L_n \frac{d\Delta\theta_{survuh}}{dt}) \\ & -\Delta G_{par} \cdot C_{par} \cdot \theta_{parvuh} - G_{par} \cdot C_{par} \cdot \Delta\theta_{parvuh} - k \cdot F(\Delta\theta_{survuh} - \Delta\theta_{parvuh}) \\ & \quad = \rho_{par} V_{tr} \frac{d\Delta\theta_{survuh}}{dt} \\ & (1 - k_{bzzr}) \cdot C_{vip} \cdot \Delta G_{benz} \cdot \theta_{survuh} + (1 - k_{bzzr}) \cdot C_{vip} \cdot G_{benzn} \cdot \Delta\theta_{survuh} \\ & \quad + \Delta G_{benz} \cdot C_{benz} \cdot \theta_{benz} + \Delta G_{benz} \cdot r_{benz} + k_{bzzr} \cdot \Delta G_{benz} \cdot C_{benzzr} \cdot \theta_{benzzr} \\ & \quad = S \cdot \rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot \left(\frac{d\Delta\theta_{survuh}}{dt} - \theta_{survuh} \frac{d\Delta L}{dt} - L_n \frac{d\Delta\theta_{survuh}}{dt} \right) \end{aligned} \right\}$$

Підставимо 1 рівняння в 2 та 4 і зведемо систему до 3-х рівнянь

$$\begin{aligned}
& k \cdot F \cdot (\Delta\theta_{\text{survuh}} - \Delta\theta_{\text{parvuh}}) + G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} + r_{\text{vip}} \cdot (1 - k_{\text{bzt}}) \\
& \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S \cdot \frac{d(\Delta L)}{dt}}{(1 - k_{\text{bzt}})} = S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot (\theta_{\text{survuhn}} \frac{d\Delta L}{dt} + L_n \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt}) \\
& - \Delta G_{\text{par}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvhn}} - G_{\text{parn}} \cdot C_{\text{par}} \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} - k \cdot F (\Delta\theta_{\text{survuh}} - \Delta\theta_{\text{parvuh}}) \\
& = \rho_{\text{par}} V_{\text{tr}} \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} \\
& (1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot G_{\text{benzn}} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} - ((1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuh}} + C_{\text{benz}} \cdot \theta_{\text{benz}} \\
& + r_{\text{benz}} + k_{\text{bzt}} \cdot C_{\text{benzzr}} \cdot \theta_{\text{benzzr}}) \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S \cdot \frac{d(\Delta L)}{dt}}{(1 - k_{\text{bzt}})} \\
& = S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot (\frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} - \theta_{\text{survuhn}} \frac{d\Delta L}{dt} - L_n \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt})
\end{aligned}$$

Виразимо $\frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt}$ з 1 рівняння і підставимо в 3

$$\begin{aligned}
\frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} &= \frac{k \cdot F \cdot (\Delta\theta_{\text{survuh}} - \Delta\theta_{\text{parvuh}}) + G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}}}{S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot L_n} \\
&+ \frac{(r_{\text{vip}} \cdot \rho_{\text{sur}} \cdot S - S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuhn}}) \cdot \frac{d(\Delta L)}{dt}}{S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot L_n}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& (1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot G_{\text{benzn}} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} - ((1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuhn}} - C_{\text{benz}} \cdot \theta_{\text{benz}} \\
& + r_{\text{benz}} + k_{\text{bzt}} \cdot C_{\text{benzzr}} \cdot \theta_{\text{benzzr}}) \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S \cdot \frac{d(\Delta L)}{dt}}{(1 - k_{\text{bzt}})} \\
& = \frac{S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot (1 - L_n)}{S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot L_n} \cdot (k \cdot F \cdot (\Delta\theta_{\text{survuh}} - \Delta\theta_{\text{parvuh}}) + G_{\text{sur}} \\
& \cdot C_{\text{sur}} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} + (r_{\text{vip}} \cdot \rho_{\text{sur}} \cdot S - S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuhn}}) \cdot \frac{d(\Delta L)}{dt}) \\
& - S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuhn}} \frac{d\Delta L}{dt}
\end{aligned}$$

Зведемо доданки

$$\begin{aligned}
 & \left((1 - k_{bzt}) \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh} + C_{benz} \cdot \theta_{benz} + r_{benz} + k_{bzt} \cdot C_{benzr} \cdot \theta_{benzr} \right) \\
 & \cdot \frac{\rho_{sur} \cdot S}{(1 - k_{bzt})} + \frac{\rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot (1 - L_n)}{\rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot L_n} \\
 & \cdot (r_{vip} \cdot \rho_{sur} \cdot S - S \cdot \rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot \theta_{survuh}) - S \cdot \rho_{vip} \cdot C_{vip} \\
 & \cdot \theta_{survuh} \frac{d\Delta L}{dt} \\
 & = ((1 - k_{bzt}) \cdot C_{vip} \cdot G_{benzn} - \frac{\rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot k \cdot F \cdot (1 - L_n)}{\rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot L_n}) \\
 & \cdot \Delta\theta_{survuh} + \frac{\rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot k \cdot F \cdot (1 - L_n)}{\rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot L_n} \cdot \Delta\theta_{parvuh} \\
 & - \frac{\rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot G_{sur} \cdot C_{sur} \cdot (1 - L_n)}{\rho_{kub} \cdot C_{kub} \cdot L_n} \Delta\theta_{survh}
 \end{aligned}$$

Загальний вигляд рівняння

$$k_1 \frac{d\Delta L}{dt} = k_2 \cdot \Delta\theta_{survuh} + k_3 \cdot \Delta\theta_{parvuh} + k_4 \cdot \Delta\theta_{survh}$$

З третього рівняння виражаємо $\frac{d\Delta L}{dt}$

$$\frac{d\Delta L}{dt} = \frac{(1 - k_{bzt}) \cdot C_{vip} \cdot G_{benzn} \cdot \Delta\theta_{survuh} + S \cdot \rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot (L_n - 1) \frac{d\Delta\theta_{survuh}}{dt}}{((1 - k_{bzt}) \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh} + C_{benz} \cdot \theta_{benz} + r_{benz} + k_{bzt} \cdot C_{benzr} \cdot \theta_{benzr}) \cdot \frac{\rho_{sur} \cdot S}{(1 - k_{bzt})} - S \cdot \rho_{vip} \cdot C_{vip} \cdot \theta_{survuh}}$$

Підставляємо в перше рівняння

$$\begin{aligned}
& k \cdot F \cdot (\Delta\theta_{\text{survuh}} - \Delta\theta_{\text{parvuh}}) + G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} - S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \\
& \cdot L_n \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} \\
& = (S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuhn}} - r_{\text{vip}} \cdot \rho_{\text{sur}} \cdot S) \cdot \\
& \cdot \frac{(1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot G_{\text{benzn}} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot (L_n - 1) \cdot \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt}}{((1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuh}} + C_{\text{benz}} \cdot \theta_{\text{benz}} + \\
& r_{\text{benz}} + k_{\text{bzt}} \cdot C_{\text{benztr}} \cdot \theta_{\text{benztr}}) \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S}{(1 - k_{\text{bzt}})} - S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuhn}}}
\end{aligned}$$

Зведемо подібні доданки

$$\begin{aligned}
& \left(k \cdot F - \frac{(S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuhn}} - r_{\text{vip}} \cdot \rho_{\text{sur}} \cdot S) \cdot (1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot G_{\text{benzn}}}{((1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuh}} + C_{\text{benz}} \cdot \theta_{\text{benz}} + \right. \\
& \left. r_{\text{benz}} + k_{\text{bzt}} \cdot C_{\text{benztr}} \cdot \theta_{\text{benztr}}) \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S}{(1 - k_{\text{bzt}})} - S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuhn}}} \right) \\
& \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + G_{\text{sur}} \cdot C_{\text{sur}} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} - k \cdot F \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} = \\
& (S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot \theta_{\text{survuhn}} - r_{\text{vip}} \cdot \rho_{\text{sur}} \cdot S) \cdot S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot (L_n - 1) + \\
& = \frac{S \cdot \rho_{\text{kub}} \cdot C_{\text{kub}} \cdot L_n}{((1 - k_{\text{bzt}}) \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuh}} + C_{\text{benz}} \cdot \theta_{\text{benz}} + \\
& r_{\text{benz}} + k_{\text{bzt}} \cdot C_{\text{benztr}} \cdot \theta_{\text{benztr}}) \cdot \frac{\rho_{\text{sur}} \cdot S}{(1 - k_{\text{bzt}})} - S \cdot \rho_{\text{vip}} \cdot C_{\text{vip}} \cdot \theta_{\text{survuhn}}} \\
& \cdot \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt}
\end{aligned}$$

Загальний вигляд рівняння

$$k6 \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + k7 \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} - k8 \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} = k9 \cdot \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt}$$

Тоді

$$\left\{ \begin{aligned} k_1 \frac{d\Delta L}{dt} &= k_2 \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + k_3 \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} + k_4 \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} \\ k_9 \cdot \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} &= k_6 \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + k_7 \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} - k_8 \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} \\ \rho_{\text{par}} V_{\text{tr}} \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} &= -C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvhn}} \cdot \Delta G_{\text{par}} + (k \cdot F - G_{\text{parn}} \cdot C_{\text{par}}) \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} \\ &\quad - k \cdot F \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} \end{aligned} \right.$$

Виконаємо ділення правої частини

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{d\Delta L}{dt} &= \frac{k_2}{k_1} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + \frac{k_3}{k_1} \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} + \frac{k_4}{k_1} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} \\ \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} &= \frac{k_6}{k_9} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} + \frac{k_7}{k_9} \cdot \Delta\theta_{\text{survh}} - \frac{k_8}{k_9} \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} \\ \frac{d\Delta\theta_{\text{survuh}}}{dt} &= -\frac{C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvhn}}}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} \cdot \Delta G_{\text{par}} + \left(\frac{k \cdot F - G_{\text{parn}} \cdot C_{\text{par}}}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} \right) \cdot \Delta\theta_{\text{parvuh}} \\ &\quad - \frac{k \cdot F}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} \cdot \Delta\theta_{\text{survuh}} \end{aligned} \right.$$

В такому випадку, матриця стану та матриця керування буде виглядати наступним чином.

$$\frac{d\Delta L}{dt} = \begin{pmatrix} 0 & \frac{k_2}{k_1} & \frac{k_3}{k_1} \\ 0 & \frac{k_6}{k_9} & \frac{k_7}{k_9} \\ 0 & -\frac{k \cdot F}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} & \frac{k \cdot F - G_{\text{parn}} \cdot C_{\text{par}}}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} \end{pmatrix} X + \begin{pmatrix} 0 & \frac{k_4}{k_1} \\ 0 & \frac{k_8}{k_9} \\ -\frac{C_{\text{par}} \cdot \theta_{\text{parvhn}}}{\rho_{\text{par}} \cdot V_{\text{tr}}} & 0 \end{pmatrix} U$$

Загальний вигляд системи керування представлена у просторі станів

$$\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= A \cdot X + B \cdot U \\ y &= C \cdot X + D \cdot U \end{aligned}$$

$$C = \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad D = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \end{pmatrix}$$

Для побудови динамічних характеристик використаємо бібліотеку Simulink з програмного середовища MatLab. Нижче представлена схема системи в просторі станів для побудови характеристик.

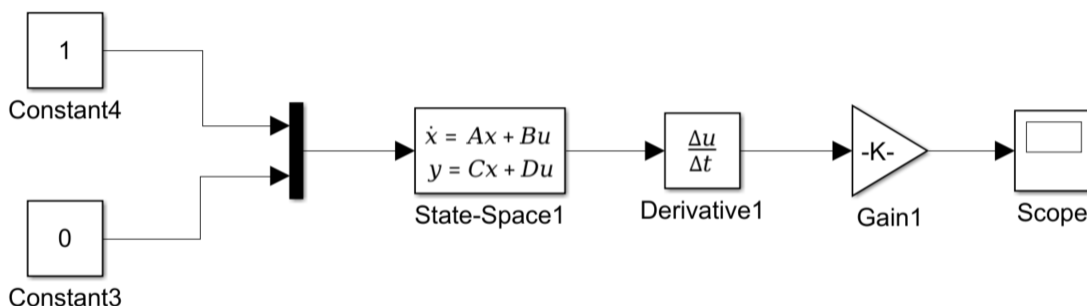


Рис. 3.3. Схема системи в просторі станів для побудови динамічної характеристики за каналом завдання - вихід

Крім того, змінивши значення завдання та збурення на виході отримаємо перехідну характеристику за каналом збурення – вихід.

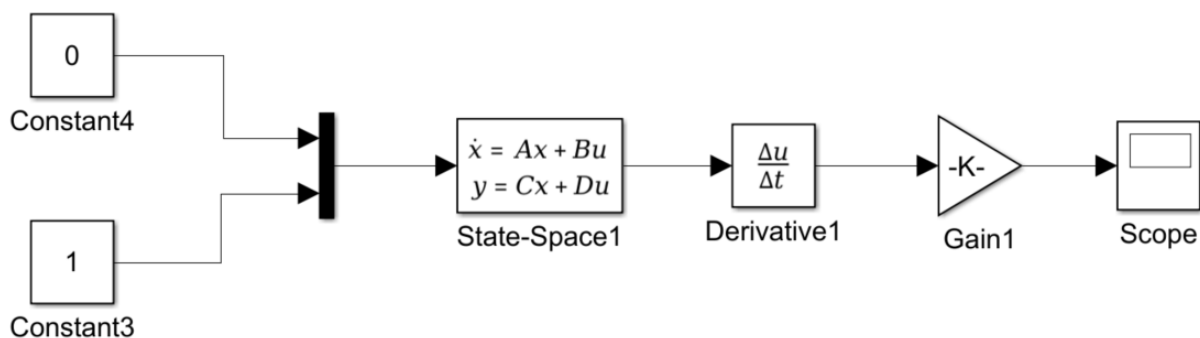


Рис. 3.4. Схема системи в просторі станів для побудови динамічної характеристики за каналом збурення - вихід

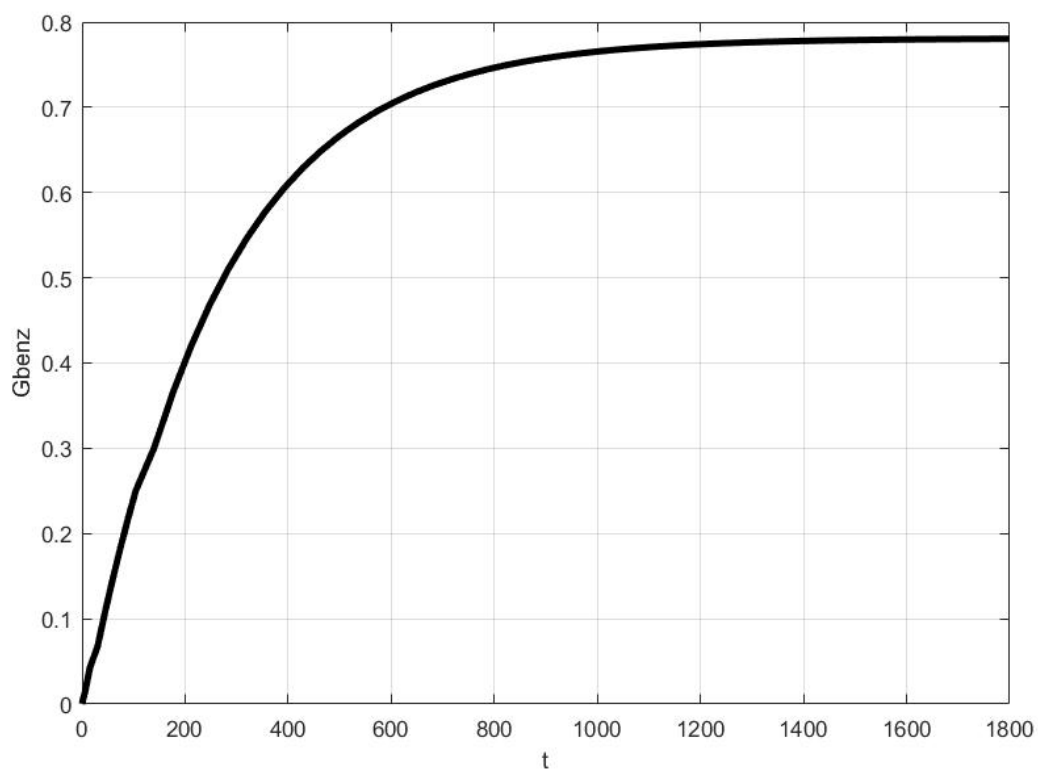


Рис. 3.5. Перехідна характеристика по каналу завдання-вихід

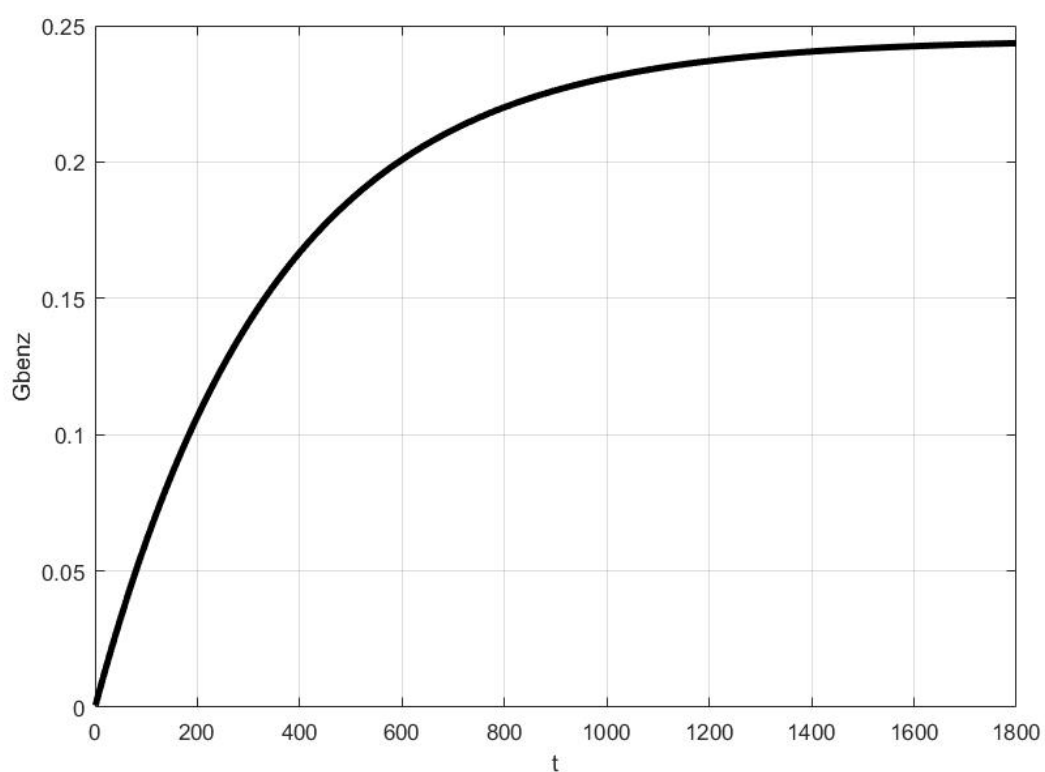


Рис. 3.6. Перехідна характеристика за каналом збурення-вихід

4. СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

4.1. Налаштування регулятора вбудованими методами середовища MatLab Simulink

Для синтезу системи керування потрібно скласти схему показану на Рис 3.1.

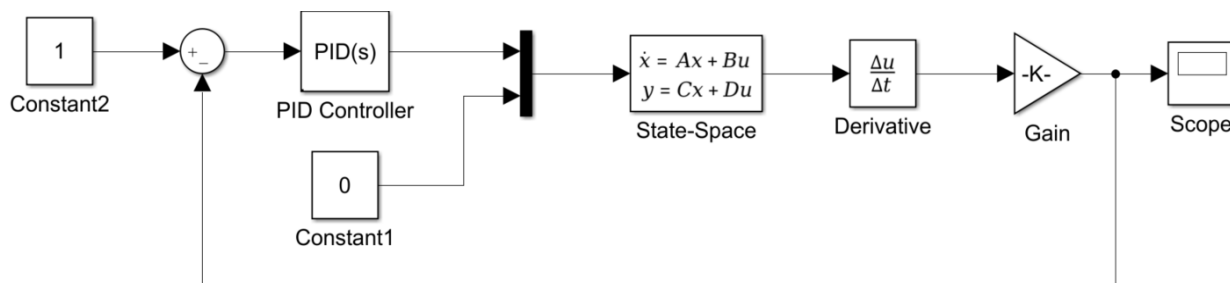


Рис 4.1. Система з ПІД регулятором

Для налаштування регулятора переходимо до блоку PID Controller. Відкриваємо вікно для автоналаштування регулятора, і отримуємо перехідну характеристику з відповідним до неї набором параметрів. Під час автоналаштування є можливість вносити зміни самостійно для більш точного налаштування з врахуванням усіх особливостей процесу. Перехідна характеристика системи з регулятором налаштованим методом автоналаштування показано на Рис. 4.2.

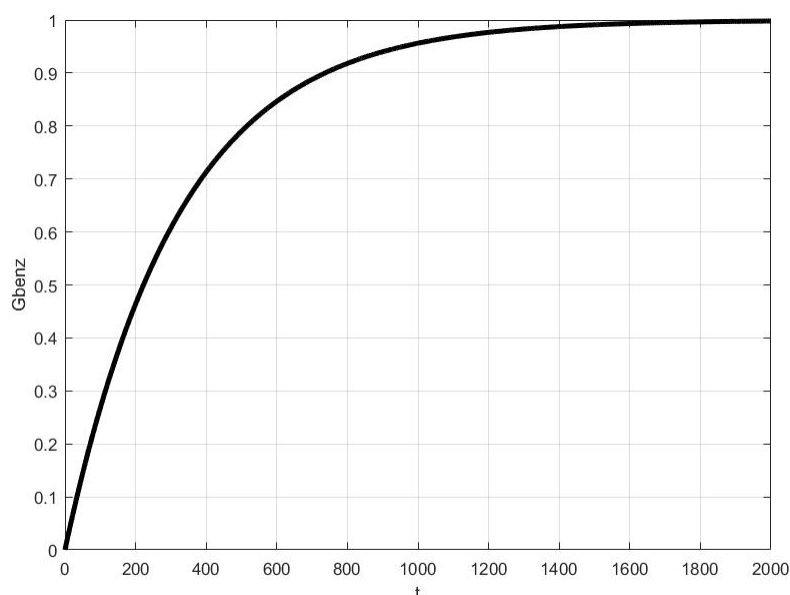


Рис. 4.2. Перехідна характеристика з налаштованим ПІД-регулятором за допомогою Simulink

4.2. Налаштування регулятора за допомогою методу оптимізації

Методи оптимізації для знаходження параметру є концептуально простими. Вибирається критерій оптимальності процесу, за яким буде проводитися перевірка оптимальності параметрів налаштування ПД-регулятора. Крім того, на кожен з параметрів накладаються межі. Таким чином отримуємо функцію яка залежить від параметрів ПД-регулятора. Далі використовуємо один з методів мінімізації критеріальної функції з заданими межами. Для пошуку оптимального набору налаштувань регулятора потрібно зафіксувати 2 параметри і проводити пошук оптимального значення одного з параметрів налаштування. Після цього, оптимальний параметр фіксується і даний алгоритм використовується для решти параметрів. Для пошуку оптимального значення параметрів використаємо метод 5-ти точок, що передбачає розбиття діапазону можливих значень параметрів на 4 однакові інтервали та підрахунок значення критерію оптимальності в кожній точці, після чого інтервал зменшується поки не буде досягнуто заданий інтервал. У даному випадку критерієм оптимальності виступає відсоток перерегулювання. Згідно до характеристик процесів які проходять в даному об'єкті керування, є необхідним підтримання вихідних параметрів на відповідному рівні. Надмірний приріст вихідних параметрів несе за собою погіршення якості кінцевої продукції що є небажаним для даного процесу, ціль якого є отримання бензину з октановим числом 92. Збільшена витрата кінцевого продукту є наслідком збільшення температури вихідної суміші що призводить до випаровування інших речовин що є не бажаними в кінцевому продукті. Отже прийнявши перерегулювання як критерій оптимальності налаштування параметрів регулятора виконуємо заданий алгоритм пошуку. Враховуючи те, що параметр T_i є найбільш впливовим на загальні показники критерію якості було прийнято збільшити точність пошуку оптимального значення цього параметру у порівнянні з іншими параметрами налаштування ПД-регулятора.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		48

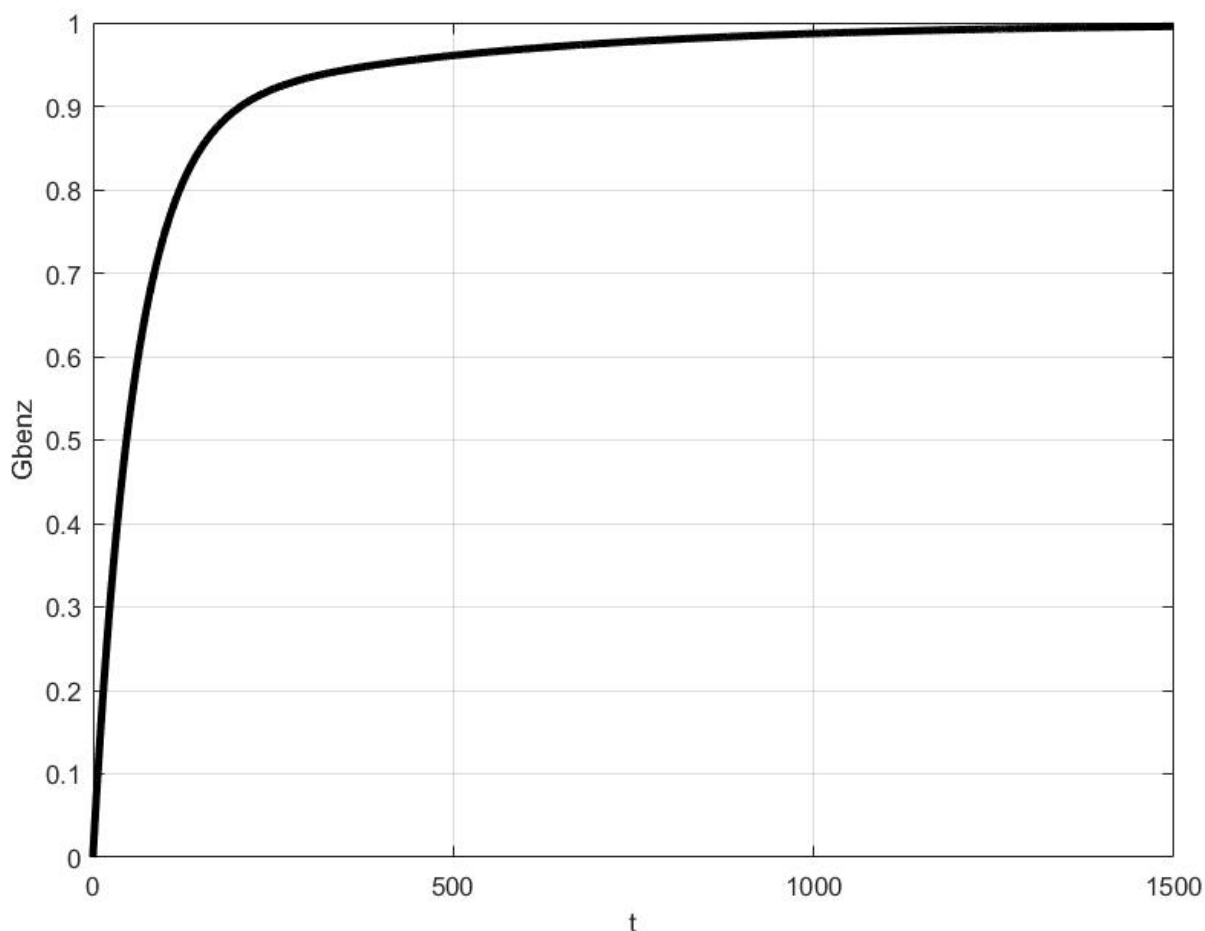


Рис. 4.3. Перехідна характеристика з налаштованим ПДД-регулятором за допомогою методу оптимізації

4.3. Налаштування регулятора методом CHR(Чин, Хронс, Ресвик)0%

Цей метод являється аналогічним методу Циглера-Нікельсона. Відмінність цих методів в тому що коефіцієнти методу CHR дають можливість отримати коефіцієнти регулятора з яким система не буде коливатися. На Рис. 4.4. показано перехідну характеристику системи налаштованої за допомогою методу CHR.

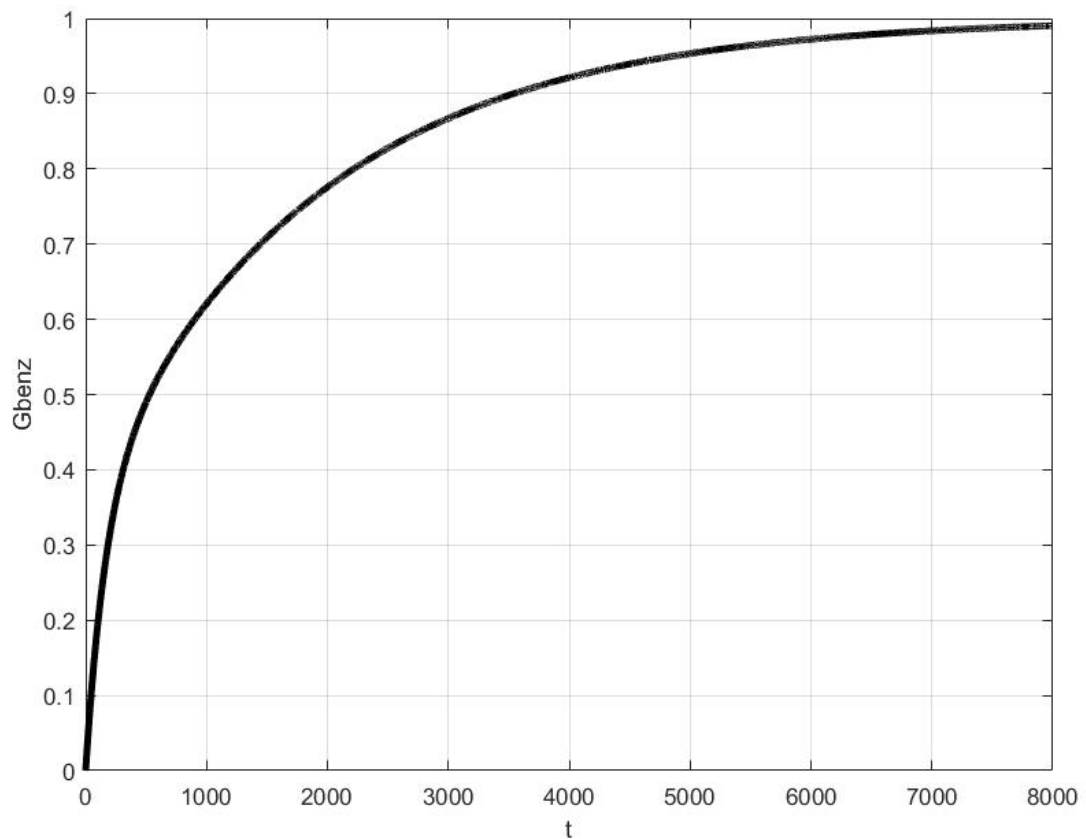


Рис. 4.4. Перехідна характеристика з налаштованим ПІД-регулятором за допомогою методу CHR0%

4.4. Порівняння методів налаштування регулятора

Для порівняння методів було складено схему, показану на Рис. 4.4. На даній схемі додано блок Step, який генерує одиничний ступінчатий сигнал збурення з заданою затримкою

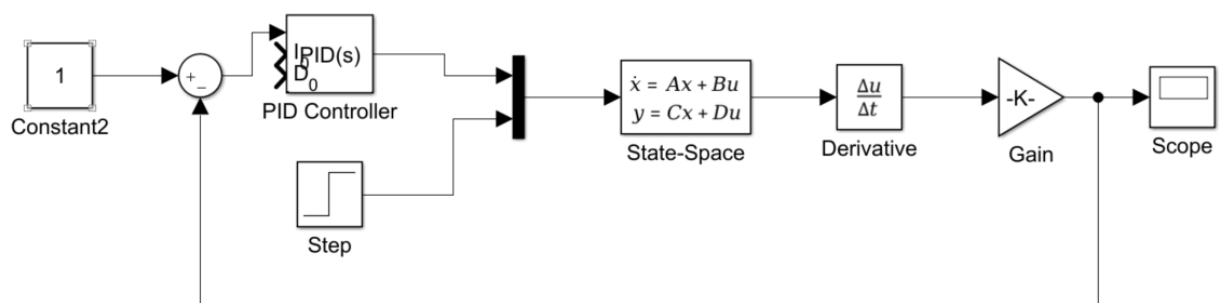


Рис. 4.4. Схема для перевірки якості регулювання налаштованих регуляторів

На Рис. 4.5. показано реакцію системи з регулятором налаштованим за допомогою вбудованих методів автоналаштування регулятора. З даним налаштуванням перерегулювання становить 5.47% і час виходу на усталене значення 2500с.

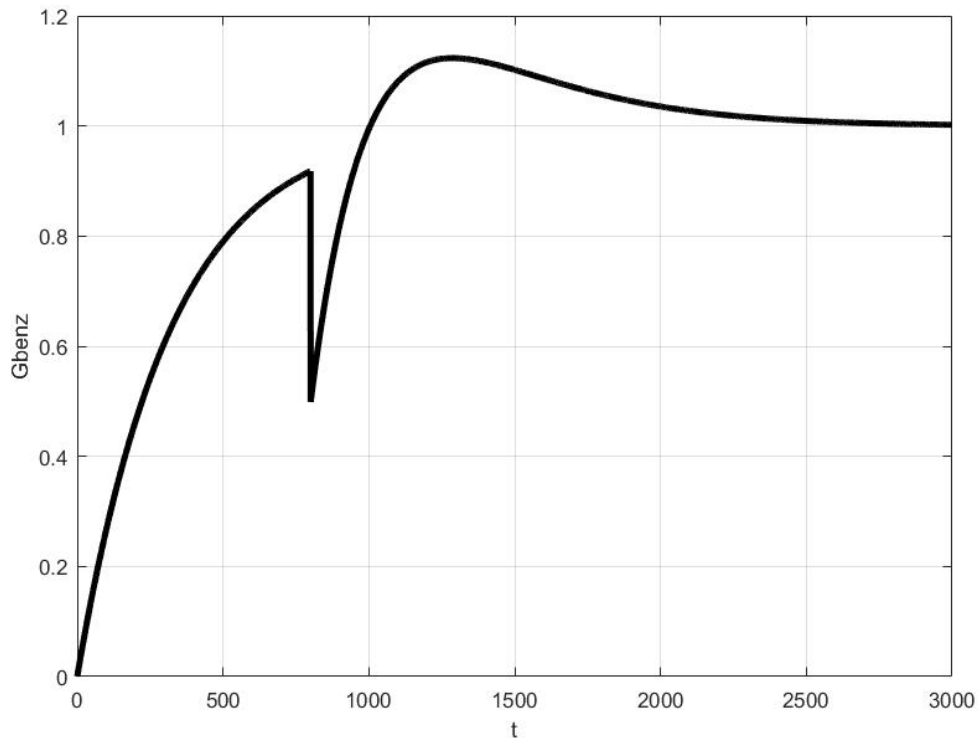


Рис. 4.5. Реакція системи налаштованої за допомогою вбудованих методів на одиничний ступінчастий сигнал збурення

Підставивши налаштування регулятора, які отримані при налаштуванні методом оптимізації отримуємо перехідну характеристику показану на Рис. 4.6. В даному випадку перерегулювання становить 2.35%. і час виходу на усталене значення 1000с. Що є кращим результатом в порівнянні з попереднім методом налаштування регулятора.

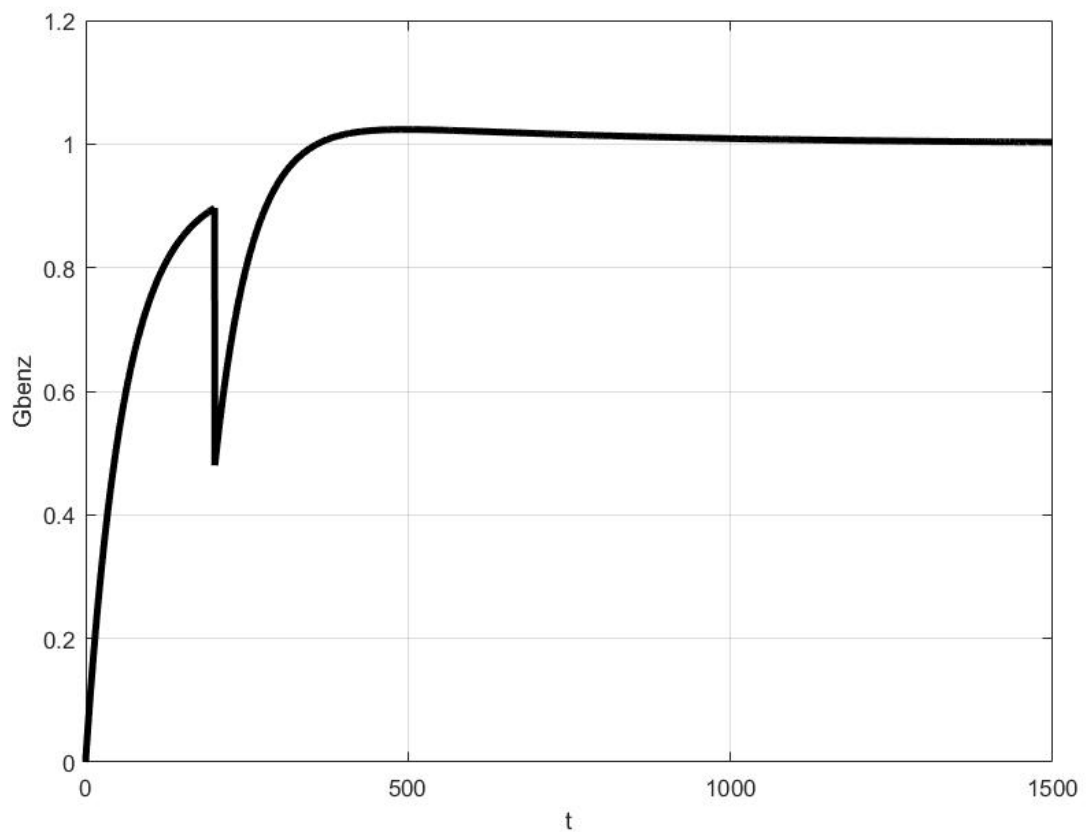


Рис. 4.6. Реакція системи налаштованої за допомогою методу оптимізації на одиничний ступінчастий сигнал збурення

Перехідна характеристика, що зображена на Рис. 4.7. , показує реакцію системи налаштованої методом CHR на одиничний ступінчастий сигнал збурення.

Перерегулювання становить 5.55% і час виходу на усталене значення 7000с.

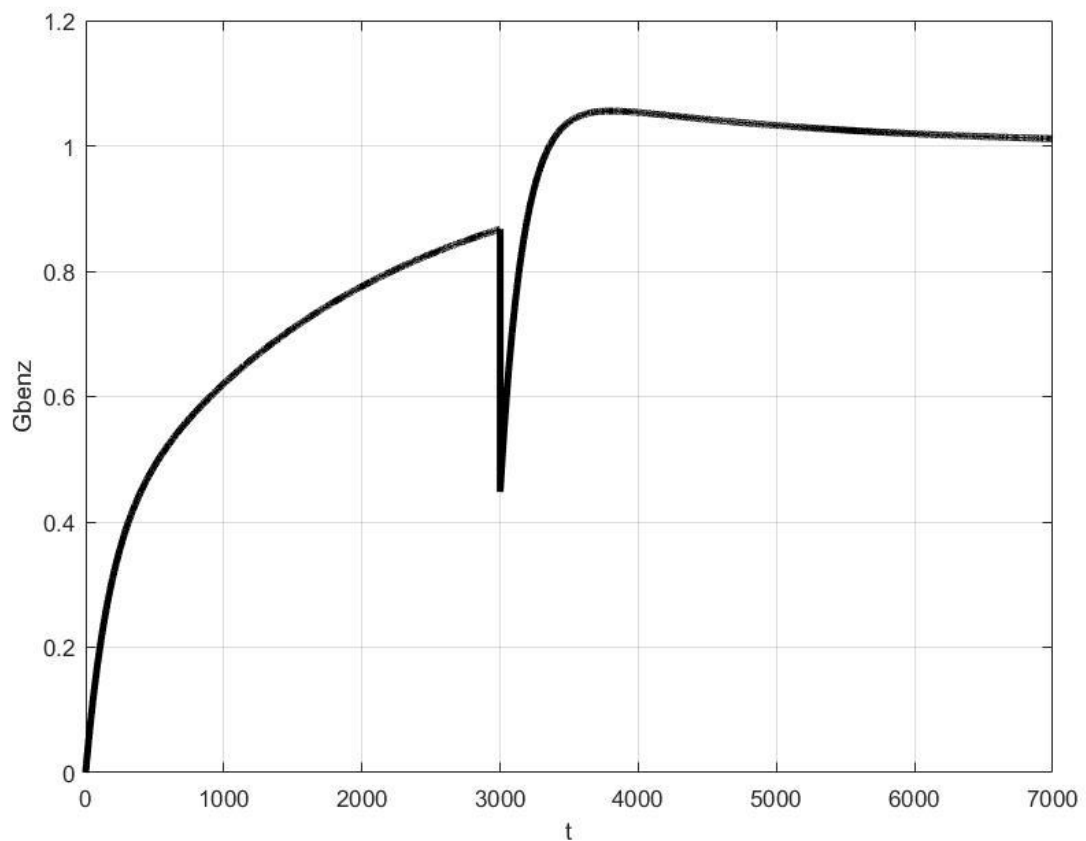


Рис. 4.7. Реакція системи налаштованої за допомогою методу CHR на одиничний ступінчастий сигнал збурення

Порівнявши результати дослідження було визначено, що найкращим є метод оптимізації, за допомогою якого було отримано набір параметрів ПД-регулятора які забезпечують найшвидше проходження перехідного процесу з найменшим перерегулюванням.

5. ОХОРОНА ПРАЦІ

В процесі каталітичного крекінгу маємо справу із хімічними речовинами, високим тиском, температурами та великою кількістю легкозаймистих речовин. Тому для забезпечення безпеки потрібно строго виконувати заданий режим, безперервно слідкувати за роботою апаратури, забороняється залишати її без нагляду.

Цей розділ розроблено для дипломного проекту на тему: “Автоматизація установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором”. При обслуговуванні системи автоматизації, оператор знаходиться в операторській. Площа операторської 9 м², висота 3 м, в ній працює 3 оператора.

На робочому місці оператора наявні наступні шкідливі та небезпечні виробничі фактори:

- виробничий шум;
- повітря робочої зони;
- виробниче освітлення;
- електробезпека;
- пожежна безпека.

5.1. Виробничий шум

Одними з джерел виробничого шуму є вентилятори і насоси, гучність роботи яких сягає 102 дБА. Тривалий вплив інтенсивного шуму (вище 80 дБА) на слух приводить до його часткової або повної втрати. Відповідно до ДСН 3.3.6037-99, для наладчика, цей рівень не повинен перевищувати 80 дБ, тому приймаються наступні міри для її зниження.

Для зниження шуму в промислових умовах на підприємствах використовується п'ять методів: зменшення шуму в джерелі його виникнення, зміна напрямку випромінювання від джерела шуму, будівельно-акустичний, зменшення шуму на шляху його розповсюдження, використання засобів індивідуального захисту. Зменшення шуму в джерелі його виникнення найбільш раціональне. Конкретний спосіб зменшення

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		54

шуму вибирають з урахуванням його походження. Шум, який з'являється від технологічного обладнання, може бути викликаний механічним, аеродинамічним та магнітним процесами. Причинами механічного шуму є вібрація машин і обладнання.

Як індивідуальні засоби захисту від шуму, використовують легкі противошумні вкладки, що вставляються у вуха. Для захисту від вібрації, переданої людині через ноги, використовується взуття на товстій гумовій підшві. Таким чином для персоналу забезпечується рівень шуму 60 дБ відповідно до ДСН 3.3.6037-99.

5.2. Хімічний склад робочої зони

Речовини що являються відходами в процесі каталітичного крекінгу є в тій чи іншій мірі шкідливими (або виробничими отрутами).

Патологічні процеси, що розвиваються під дією виробничих отрут, спричиняють в організмі людини до порушення функціонального і структурного стану, необхідного для його нормальної життєдіяльності.

Ефективним заходом профілактики на виробництвах, де використовують високо-отруйні речовини, є впровадження дистанційного управління або безперервності технологічних процесів, за рахунок яких усувається порушення герметичності обладнання.

Суттєво впливають на рівень професійної токсикології санітарно-гігієнічні засоби: обладнання ефективної природної та штучної припливно-витяжної вентиляції, а в разі потреби - аварійної механічної вентиляції, розробка і впровадження систем кондиціонування повітря з використанням автоматичної і контрольно-вимірювальної апаратури, яка сигналізує про наявність шкідливих речовин у повітрі робочої зони.

До лікувально-профілактичних заходів належить обов'язкова реєстрація всіх випадків професійних отруєнь та їх розслідування з метою виявлення та усунення їх причин. Обов'язкові попередні й наступні медичні огляди, результати яких є підставою для розробки відповідних заходів

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		55

запобігання та переведення працівників на іншу роботу і спеціального лікування.

Серед організаційних заходів законодавчо передбачена скорочена тривалість робочого дня, додаткові відпустки, безплатне спеціальне й лікувально-профілактичне харчування, підвищений рівень заробітної плати, скорочений термін виходу на пенсію.

Для очищення робочого середовища від шкідливих речовин що можуть у нього потрапляти, а також для подачі свіжого повітря використовується припливно-витяжна вентиляція.

Засоби індивідуального захисту є допоміжною мірою захисту працівників цеху від шкідливої дії професійних факторів. Для захисту дихальних шляхів використовують протигази ИП-4М. Для захисту очей використовуються захисні окуляри.

Працівники отримують захисний одяг – індивідуальний спецодяг – від впливу продуктів, газів, високих та низьких температур:

- бавовняні костюми ;
- рукавиці спеціальні , гумові технічні рукавички ;
- захисні окуляри ;
- захисні каски ;
- захисні щитки лицьові ;
- гумові чоботи, черевики МБС, підбиті цвяхами, що не дають іскри.

Знаходження обслуговуючого персоналу на робочому місці без спецодягу заборонено.

Індивідуальні фільтруючі протигази зберігаються в спеціальних шафах з комірками. Передача протигаза однією особою іншій забороняється.

Опалення виробничих приміщень – повітряне, сполучене із приточною вентиляцією.

Показниками, що характеризують мікроклімат, є:

- 1) температура повітря;

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		56

- 2) відносна вологість повітря;
- 3) швидкість руху повітря;
- 4) інтенсивність теплового випромінювання.

Фактичні метеорологічні умови в операторській для роботи середньої важкості.

- Температура повітря, °С

Перехідний та холодний період року – 18-24 °С.

Теплий період року – 19-28 °С.

Фактичні метеорологічні умови – 21-24 °С.

- Відносна вологість повітря, %

Холодний період року – 45-65 %.

Теплий період року – 40-75 %.

Фактичні метеорологічні умови – 35-60 %.

- Швидкість руху повітря, м/с

Холодний період року – 0,15 м/с.

Теплий період року – 0,25 м/с.

Фактичні метеорологічні умови – 0,08м/с.

5.3. Виробниче освітлення

У денний час в операторській передбачене денне освітлення згідно ДНБ В 25.28-2006. Роботи, виконувані в операторській, пов'язані зі зняттям показань з контрольно-вимірювальної апаратури, відносяться до III розряду зорових робіт.

У приміщенні КВП (контроль вимірювальних пристроїв) маютья вікна розміром 3300х2300 мм. Вони забезпечують значення коефіцієнта природного освітлення 8 - 10 % що відповідає нормам для даного розряду.

У темний час доби використовують штучне висвітлення. По ДНБ В 25.28-2006 освітленість відповідна III розряду.

Поставимо світлодіодні лампи, що забезпечать освітленість приміщення для даного розряду зорових робіт. При цьому Ефакт=275 Лк.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		57

Освітленість приміщення відповідає нормам відповідно до ДНБ В 25.28-2006.

5.4. Електробезпека

Відповідно до правил улаштування електроустановок цех виробництва за небезпекою електротравм відноситься до приміщення без підвищеної небезпеки.

В приміщенні застосовується трифазна чотирипровідна мережа напругою 380 В з глухозаземленою нейтраллю. У цьому випадку захисне заземлення не є досить надійним захистом щодо профілактики електротравм. Більш ефективним засобом попередження електротравм при замиканні на корпус у даному випадку вважається занулення – навмисне електричне з'єднання неструмовідних елементів електроустановки, які можуть опинитися під напругою в результаті замикання на корпус, з нульовим проводом.

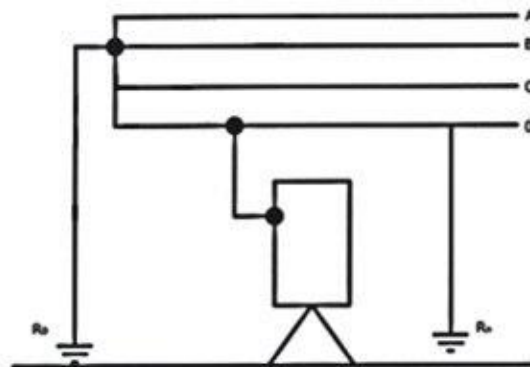


Рис 5.1. Схема занулення.

Система технічних засобів і заходів з електробезпеки.

Основні технічні засоби і заходи що застосовуються для забезпечення електробезпеки при нормальному режимі роботи електроустановок в цеху включають:

- ізоляція струмовідних частин - забезпечує технічну працездатність електроустановок, зменшує вірогідність попадань людини під напругу, замикань на землю і на корпус електроустановок;

Система електрозахисних засобів.

Основні електрозахисні засоби для роботи з електричним обладнанням в цеху:

- ізолювальні штанги;
- ізолювальні кліщі;
- електровимірювальні кліщі;
- покажчики напруги;
- діелектричні рукавички;
- інструмент з ізолювальним покриттям;
- діелектричне взуття;
- сигналізатори напруги;
- захисні огороження (щити, ширми);
- переносні заземлення;

5.5 Пожежна безпека

При обслуговуванні системи автоматизації, оператор знаходиться в операторській. Площа операторської 9 м², висота 3 м, в ній працює 3 оператора. Тому, приміщення відповідає категорії В, клас зони П-І.

У цеху повинна існувати система попередження вибухів і пожеж.

Система захисту від пожеж.

Попередження утворення пожежі в цеху забезпечується наступними загальними заходами:

- використовуються машини, механізми, устаткування, пристрої, при експлуатації яких не утворюються джерела запалювання;
- використовуються швидкодійні засоби захисного відключення можливих джерел запалювання;
- використовуються технологічні процеси і устаткування, що задовольняє вимогам статичної іскробезпеки;

використовується інструмент, робочий одяг і взуття, які не викликають іскроутворення при виконанні робіт;

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		59

- зменшується розмір горючого середовища нижче гранично допустимого за горючістю;
- виконуються вимоги чинних стандартів, норм та правил пожежної безпеки;
- використовуються установки порошкові, закачувальні (САМ-3, САМ-6, САМ-9);
- використовуються переносні порошкові вогнегасники ОП-50(з).

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		60

6. Висновок

В ході дипломного проекту було розроблено схему автоматизації та специфікацію для установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором. Для ректифікаційної колони розроблено математичну модель. Продемонстровані входи та виходи об'єкта і побудовано статичні та динамічні характеристики. Крім того, налаштовано систему з ПД-регулятором кількома методами, виконано аналіз результатів. Подані рекомендації що до охорони праці установки каталітичного крекінгу з прямоточним реактором, що відповідають законодавству України.

					ДП.5104.000.001.ПЗ	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		61

Список літератури

1. Проектування систем керування: конспект лекцій для студентів спеціальності «Автоматизоване управління технологічними процесами» / Уклад.: М. З. Кваско, Я. Ю. Жураковський, А. І. Жученко, В. В. Миленький, – К.: НТУУ «КПІ», 2015. – 279 с.
2. Аналогові системи: Метод. вказівки до виконання лабораторних робіт з дисципліни „ Теорія автоматичного керування ” для студентів спеціальності „Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технологічні комплекси” / Уклад.: О.В. Ситніков”, 2016. – 42с.
3. Основи охорони праці: Підручник. 2-ге видання, доповнене та перероблене. / К.Н. Ткачук, М.О. Халімовський, В.В. Зацарний, Д.В. Зеркалов, Р.В. Сабарно, О.І. Полукаров, В.С. Коз'яков, Л.О. Мітюк. За ред. К.Н. Ткачука і М.О. Халімовського. – К.: Основа, 2006 – 448 с.
4. Chien K. L., Hrones J. A., Reswick J. B. On automatic control of generalized passive systems. - Trans. ASME, 74, p.p. 175-185.
5. Методичні вказівки до дипломного проектування для студентів спеціальності «Автоматизоване управління технологічними процесами» напряму «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технологічні комплекси» / Уклад.: Т.В.Аверіна, М.В.Лукінюк, В.М.Ковалевський, Кубрак А.І. - К.: КПІ, 2007.
6. Методичні вказівки до практичних занять з кредитного модуля «Електричні системи керування» навчальної дисципліни “ Технічні засоби автоматизації – 2” для студентів напрямку підготовки “ Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології ” по спеціалізації «Автоматизація хімікотехнологічних процесів і виробництв» [Текст] / Укладач, В. М. Ковалевський, // – К.: НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2017. – 60 с.
7. <https://studfiles.net/preview/6658339/page:13/>
8. <http://pronpz.ru/kolonny/tarelchatye-kontaktnye-ustrojstva.html>
9. <https://www.youtube.com/watch?v=jkN3LehkR0I>

					<i>ДП.5104.000.001.ПЗ</i>	Арк
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		62

10. <https://e-him.ru/?page=dynamic§ion=33&article=159>

11. <http://www.ti.net.ua/random-packing.html>

					<i>ДП.5104.000.001.ПЗ</i>	Арк
						63
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

ДОДАТКИ

Додаток 1. Специфікація устаткування, виробів та матеріалів.

Позиція на схемі	Назва параметра	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва та характеристика	Тип моделі	Кількість	Завод-виробник
1	2	3	4	5	6	7	8	9
УСТАТКУВАННЯ ТА ПРИЛАДИ								
1-1	Витрата	Трубопр	---	Трубопр.		ДКС 0,6-70	9	БАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ
4-1	Витрата	Трубопр., вхід в реген.	---	Трубопр.				
5-1	Витрата	Трубопр., вихід з топки	---	Трубопр.				
6-1	Витрата	Трубопр., Вхід в топку	---	Трубопр.				
7-1	Витрата	Трубопр., вхід в топку	---	Трубопр.				
10-1	Витрата	Трубопр., вихід з колони	---	Трубопр.				
12-1	Витрата	Трубопр., вихід з колони	---	Трубопр.				
13-1	Витрата	Трубопр., відпар.колона	---	Трубопр.				
15-1	Витрата	Трубопр., Подача пари в колону	---	Трубопр.				
1-2 4-2 5-2 6-2 7-2 10-2	— " —	— " —	— " —	Місцевий	Вимірювальний перетворювач різниці тисків; Р _{доп.мах} = 1 МПа; межа основної припустимої похибки	Сапфір 22ДД-2450	9	БАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.5104.000.001

Арк

64

12-2 13-2 15-2					±0,25%; вихідний сигнал 4...20 мА			
1-3 4-3 5-3 6-3 7-3 10-3 12-3 13-3 15-3	— " —	— " —	— " —	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєс- трувальний вторинний прилад; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М	ДИСК 250	9	НВО «Електротермія» , м. Луцьк
2-1	Температура	Трубчаста піч, гідрогенізат	-	Трубопровід	Термоперетворювач, типу ТСПУ, діапазон вимірювання 0...200 °С; основна похибка 1 %; $U_{\text{жив}} = 24 \text{ В};$ $I_{\text{вих}} = 4...20 \text{ мА}$	ТСПУ– 205	9	НВО «Електротермія» , м. Луцьк
8-1	Температура	Шламовідділювач , декантат	-	Трубопровід				
9-1	Температура	Зрошення кубовим залишком	130...200 °С	Трубопровід				
11-1	Температура	Зрошення тяжким загойлем	150...180°С	Трубопровід				
14-1	Температура	Трубопровід, бензин	-	Трубопровід				
16-1	Температура	Зрошення легким газойлем	-	Трубопровід				

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.5104.000.001

Арк

65

17-1	Температура	Зрошення бензином	-	Трубопровід				
18-1	Температура	Охолодження легкого зазойлю	-	Трубопровід				
19-1	Температура	Охолодження важкого газойлю	-	Трубопровід				
8-1	Температура	Ректифікаційна колона, Суміш газів	450...500 °С	Трубопровід	Термоперетворювач, типу ТСПУ, діапазон вимірювання 0...500 °С; U _{жив} = 24 В; I _{вих} = 4...20 мА	ТСПУ–205	2	НВО «Електротермія», м. Луцьк
3-1	Температура	Гази регенератора	400...500 °С	Трубопровід				
2-2 3-2 8-2 9-2 11-2 14-2 16-2 17-2 18-2 19-2	— " —	— " —	— " —	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М	ТСПУ–205 ДИСК-250	11	НВО «Електротермія», м. Луцьк ВАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ
20-1 21-1 22-1 23-1 24-1 25-1 26-1 27-1 28-1	Тиск суміші	Трубопровід	2...4 МПа	Трубопровід на виході з фільтр-преса	Вимірювальний тензоперетворювач тиску	МТ100Р	9	«ПРОМ ПРИБОР»

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.5104.000.001

Арк

66

20-2 21-2 22-2 23-2 24-2 25-2 26-2 27-2 28-2			2...4 МПа	Пульт керування	Індикатор технологічний мікропроцесорний, плата комутації КБЗ-17-К01, вихід АО1=4...20мА	ІТМ-11	9	м. Івано-Франківськ, вул. Автолітмашевська, 5, ООО «МІКРОЛ»
----------------------------------------------------------------------	--	--	-----------	-----------------	------------------------------------------------------------------------------------------	--------	---	-------------------------------------------------------------

Електроапарати

1	2	3	4	5	6	7	8	9
SB1-SB23				Щит керування	Кнопковий пост керування	КУ-92-1EXD11BT5	23	Трест «Променергоавтоматика», м. Київ
МП1-МП12				Місцевий	Пускач безконтактний реверсивний	ПБР-3А	12	ВО «Електроприбор», м.Чебоксари
HL1... HL46				Щит керування	Лампа електрична сигнальна	ЛС-151	46	Трест «Променергоавтоматика», м. Київ
KM1-KM11				Щит керування	Контактор магнітний	КМИ-10910	11	ІЕК

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.5104.000.001

Арк

67